

UNIVERSIDAD COMPLUTENSE DE MADRID
FACULTAD DE CIENCIAS
Sección de Químicas.



TESIS DOCTORAL

Transferencia de materia en gases

MEMORIA PARA OPTAR AL GRADO DE DOCTOR
PRESENTADA POR

Juan Mijarra Muñoz

Madrid, 2015

UNIVERSIDAD COMPLUTENSE DE MADRID

FACULTAD DE CIENCIAS

Serie A - n.º 162

SECCION DE QUIMICAS

BIBLIOTECA UCM



5303517401

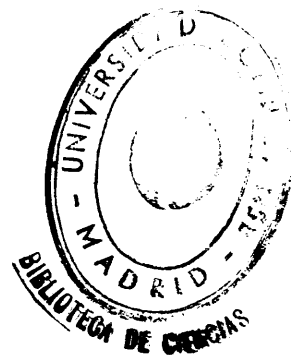
TRANSFERENCIA DE MATERIA EN GASES

X- 53 - 044293 - X

TESIS DOCTORAL

por

JUAN MIJARRA MUÑOZ



**Publicaciones de la Facultad de Ciencias
MADRID 1972**

-7521

410.6 67

30'S

Depósito Legal: M. 17.668-1972
Impreso por el Servicio de Publicaciones de la Facultad de Ciencias
Universidad Complutense de Madrid

RECONOCIMIENTO

La presente investigación se realizó en el Laboratorio de Ingeniería Química de la Facultad de Ciencias de la Universidad de Madrid, bajo la dirección del Catedrático Dr. D. Enrique Costa Novella, en quien siempre encontré el estímulo, la ayuda y consejos que posibilitaron mi labor y a quien expreso aquí mi más sincero agradecimiento.

Asimismo he de agradecer, tanto a la Facultad de Ciencias de la Universidad de Madrid como al Instituto "Alonso Barba" del Patronato Juan de la Cierva, la ayuda económica para la adquisición del material indispensable y las becas que me otorgaron durante el desarrollo de mi trabajo.

Conste aquí también mi agradecimiento a los Doctores D. José Costa López, Catedrático de la Universidad de Barcelona y D. Fernando Camacho Rubio, Catedrático de la Universidad de La Laguna por su ayuda y consejos proporcionados durante la realización de mi trabajo.

Por último, no quiero dejar de recordar aquí al Centro de Enseñanza Superior a quien debo mi formación científica y técnica y, por tanto la posibilidad de desarrollar esta labor. Conste aquí mi agradecimiento al Claustro de profesores de la Facultad de Ciencias de la Universidad de Madrid.

INDICE

	<u>Página</u>
1. RESUMEN	5
2. INTRODUCCION	7
2.1. GENERALIDADES	7
2.2. TRANSFERENCIA DE MATERIA ENTRE FASES	7
2.3. COEFICIENTES VOLUMETRICOS DE TRANSFERENCIA DE MATERIA.	15
2.4. TRANSFERENCIA DE MATERIA A TRAVES DE LA FASE GASEOSA..	17
i) Influencia de la concentración de soluto	17
ii) Influencia de las propiedades físicas de la mez-	
cla gaseosa	21
iii) Influencia del grado de turbulencia de la fase	
gaseosa	24
iv) Factores geométricos	26
v) Areas interfaciales efectivas	27
vi) Retención de líquido	31
2.5. OBJETO DE LA PRESENTE INVESTIGACION	32
3. APARATO	34
3.1. INSTALACION DE LABORATORIO	34
3.2. INSTALACION PILOTO	39
4. PROCEDIMIENTO	42
4.1. INSTALACION DE LABORATORIO	42
4.2. INSTALACION PILOTO	45
5. RESULTADOS Y DISCUSION DE LOS MISMOS	47
5.1. INSTALACION DE LABORATORIO	47
5.1.1. Absorción de NH_3 en disoluciones de ácido sulfú	
rico	47

	<u>Página</u>
5.1.2. Interpretación de los resultados	49
i) Influencia del número de elementos de la columna	49
ii) Determinación de la velocidad superficial del líquido	49
iii) Influencia de la velocidad relativa del gas	50
5.1.3. Absorción de NH_3 en agua	51
5.1.4. Interpretación de los resultados	52
i) Determinación de la velocidad superficial del líquido y correlación de la misma con las variables de que depende	52
ii) Influencia de la velocidad relativa del gas y correlación del coeficiente de trans- parencia de materia, k_G , con las variables de que depende	54
5.2. INSTALACION PLANTA PILOTO	56
5.2.1. Interpretación de los resultados	57
i) Influencia de la altura de relleno	57
ii) Influencia de la velocidad relativa del gas	57
iii) Influencia del caudal de mojado del líqui- do	58
iv) Influencia del tamaño nominal del relleno.	58
v) Correlación del área interfacial efectiva.	58
6. CONCLUSIONES	110
7. RECOMENDACIONES	112
8. APENDICES	113
8.1. INSTALACION DE LABORATORIO	113
8.1.1. Detalles del aparato	113
i) Características de la columna	113
ii) Caudal de aire y amoniaco	115
iii) Caudal de líquido	117

	<u>Página</u>
iv) Manómetros	117
v) Termómetros	118
vi) Datos de equilibrio	118
vii) Toma de muestras y método analítico	118
viii) Difusividad del NH_3 en H_2O	119
ix) Densidades, viscosidades y tensión superficial	120
8.1.2. Método de cálculo	120
i) Sistema NH_3 -aire- H_2O	120
ii) Sistema NH_3 -aire- SO_4H_2 3N	128
iii) Cálculo de errores	128
8.1.3. Obtención de la ecuación que relaciona Pe con C_L	129
8.2. INSTALACION PILOTO	130
8.2.1. Detalles del aparato	130
i) Características de la columna	130
ii) Medida del caudal del líquido	130
iii) Medida del caudal de aire	130
iv) Medida del caudal de amoníaco	133
v) Manómetros	133
vi) Termómetros	133
vii) Toma de muestras y método analítico	133
8.2.2. Método de cálculo	134
i) Cálculo del experimento C-111	134
ii) Cálculo de errores	138
NOMENCLATURA	161
BIBLIOGRAFIA	163

INDICE DE FIGURAS

	<u>Pág</u>		<u>Pág</u>
Figura 2.1	8	Figura 8.2	142
Figura 2.2	15	Figura 8.3	143
Figura 3.1	36	Figura 8.4	144
Figura 3.2	37	Figura 8.5	145
Figura 3.3	41	Figura 8.6	146
Figuras 5.1 y 5.2	61	Figura 8.7	147
Figuras 5.3 y 5.4	62	Figura 8.8	148
Figuras 5.5 y 5.6	63	Figura 8.9	149
Figuras 5.7 y 5.8	64	Figura 8.10	150
Figuras 5.9 y 5.10	65	Figura 8.11	151
Figuras 5.11 y 5.12	66	Figura 8.12	152
Figura 5.13	67	Figura 8.13	153
Figura 5.14	68	Figura 8.14	154
Figura 5.15	69	Figura 8.15	155
Figuras 5.16 y 5.17	70	Figura 8.16	156
Figuras 5.18 y 5.19	71	Figura 8.17	157
Figuras 5.20 y 5.21	72	Figura 8.18	158
Figura 5.22	73	Figura 8.19	159
Figura 8.1	141	Figura 8.20	160

INDICE DE TABLAS

	<u>Pág</u>		<u>Pág</u>
Tabla 3.1	34	Tabla 5.13	90
Tabla 5.1	74	Tabla 5.14	92
Tabla 5.2	76	Tabla 5.15	98
Tabla 5.3	76	Tabla 5.16	104
Tabla 5.4	77	Tabla 8.1	114
Tabla 5.5	78	Tablas 8.2, 8.3, 8.4	116
Tabla 5.6	50	Tabla 8.5	117
Tabla 5.7	79	Tablas 8.6 y 8.7	118
Tabla 5.8	81	Tablas 8.8 y 8.9	119
Tabla 5.9	85	Tabla 8.10	129
Tabla 5.10	87	Tabla 8.11	131
Tabla 5.11	52	Tabla 8.12	132
Tabla 5.12	89	Tabla 8.13	133

1. RESUMEN

La investigación objeto de esta memoria forma parte del programa que se viene desarrollando en el Departamento de Química Técnica de la Facultad de Ciencias de Madrid, sobre los procesos de transferencia de materia.

Aunque últimamente las columnas de pisos parecen competir ventajosamente con las columnas de relleno, estas últimas siguen y seguirán siendo ampliamente utilizadas para el desarrollo de los procesos de transferencia de materia por contacto entre fases inmiscibles; por tanto, cualquier aportación que contribuya a mejorar el diseño de estos aparatos es de aplicación práctica inmediata.

Este trabajo está dirigido fundamentalmente al estudio del mecanismo de la transferencia de materia a través de la fase gaseosa en los procesos de absorción y desabsorción, y en él se consideran tanto las variables que afectan al coeficiente individual de transferencia de materia a través de la fase gaseosa, como las que afectan al área interfacial efectiva implicada en el coeficiente volumétrico correspondiente.

La gran discrepancia que se advierte en la bibliografía sobre la influencia de los caudales de gas y de líquido en el coeficiente de transferencia de materia a través de la fase gaseosa, determinó que esta investigación se centrara fundamentalmente en el estudio de la influencia de estas variables.

Se proponen dos ecuaciones para el cálculo de la velocidad del líquido en la interfase

$$V_L = 2 \frac{L}{\mu_L} + 0,06$$

válida para agua o disoluciones acuosas diluidas, y

$$\frac{V_L \mu_L}{\sigma_L} = 2.15 \cdot 10^{-9} \frac{4L_m \rho_L}{\mu_L}$$

para cualquier líquido.

Utilizando la velocidad superficial del líquido calculada mediante las ecuaciones anteriores puede estimarse el coeficiente de transferencia de materia a través de la fase gaseosa mediante la ecuación

$$\frac{k_G RT}{V} = 100 \left(\rho_G v^2 \right)^{-1/6} \left(\frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \right)^{-1/2} \frac{P}{P_{Bm1}}$$

en la que en vez de utilizar el módulo de Reynolds para correlacionar los datos experimentales se han empleado las fuerzas de inercia por unidad de volumen de la corriente gaseosa.

También se ha llegado a la conclusión de que la fracción de área seca efectiva en los procesos de transferencia de materia depende del % que corresponde a cada una de las dos fases implicadas, proponiéndose la ecuación

$$\frac{a}{a_s} = 0,25 h^{0,80} L_m^{0,45}$$

para anillos Raschig de cualquier tamaño, con agua o disoluciones acuosas diluidas como líquido y procesos de transferencia de materia en los que la resistencia de la fase gaseosa sea dominante.

2. INTRODUCCION

2.1. GENERALIDADES

La separación de los componentes de una mezcla fluida homogénea, se lleva a cabo generalmente en la industria química, poniendo ésta en contacto con una segunda fase no miscible hacia la cual se transfieren selectivamente sus componentes; esta segunda fase puede ser ajena a la mezcla original como en las operaciones de absorción y extracción, o puede crearse por cambio de las condiciones de presión y temperatura de la mezcla original como en la operación de destilación. En cualquier caso, es preciso poner en contacto ambas fases durante el tiempo necesario para que la transferencia de materia tenga lugar con la intensidad deseada y posteriormente separarlas.

Dos son los tipos de aparatos más frecuentemente empleados en la industria con este objeto: las columnas de pisos en las que el contacto entre las fases es intermitente y las columnas de relleno en las que el contacto entre las fases es continuo. El diseño de estos aparatos requiere conjuntamente el conocimiento de las velocidades de transferencia de materia en función de las variables de que depende y de las características fluidodinámicas de circulación de ambas fases. A continuación se analizan sucesivamente estos dos factores.

2.2. TRANSFERENCIA DE MATERIA ENTRE FASES

La necesidad de evaluar las densidades de flujo de transferencia de materia a través de la interfase para el diseño de los aparatos en los que llevar a cabo la separación de los componentes de una mezcla fluida, y el desconocimiento actual del transporte turbulento ha llevado a introducir los coeficientes de transferencia de materia, (1).

Considérese un fluido que circula por una conducción en contacto con

otro fluido imiscible. Supóngase que la concentración de un componente, A, en el seno del fluido sea distinta de la correspondiente a su superficie límite con el segundo fluido, figura 2.1.

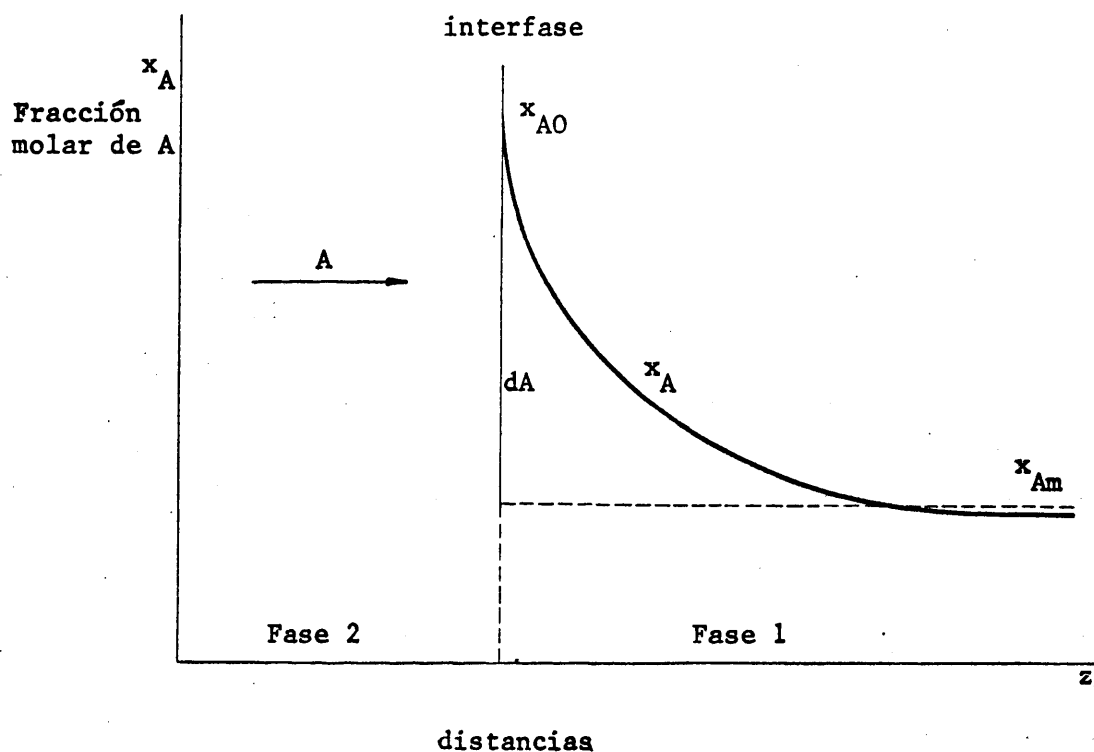


FIGURA 2.1

Naturalmente esta no homogeneidad de la fase 1 (alejamiento del estado de equilibrio) determinará un transporte del componente A hacia el interior de la misma (en sentido contrario al gradiente de concentración); este transporte será molecular en el caso de que la fase 1 circule en régimen laminar (es decir, provocado por el movimiento al azar de las moléculas individuales), o en el caso más general de que la fase 1 circule turbulentamente será molecular y turbulento (es decir, provocado por el movimiento de enjambres o grupos de moléculas al mismo tiempo que por el movimiento individual de éstas).

Parece lógico pensar que el caudal de componente A, a través de un elemento diferencial de superficie interfacial, dA , deberá ser proporcional a la magnitud de esta última y a la diferencia de concentraciones entre la superficie interfacial y el seno del fluido; la constante de proporcionalidad recibe el nombre de coeficiente individual local de transferencia de materia:

$$\text{Caudal de A} = k_x \cdot dA \cdot (x_{Ao} - x_{Am}) \quad (2.1)$$

k_x recibe el nombre de local, porque se refiere a un elemento diferencial de area interfacial, e individual, porque se refiere a una sola de las dos fases generalmente implicadas; x_{Ao} es la fracción molar de A en la interfase, y x_{Am} la fracción molar másica de A que es la que tendría la masa de fluido correspondiente a dA convenientemente homogeneizada. Definido de esta forma el caudal de A será positivo si este componente se transfiere hacia el interior de la fase y negativo en caso contrario.

Ahora bien, la ecuación (2.1) será cierta siempre que el caudal de A sea debido exclusivamente a la diferencia de concentraciones ($x_{Ao} - x_{Am}$), pues es sabido que en el transporte de un determinado componente a través de una fase intervienen siempre dos mecanismos: el transporte motivado por un gradiente de concentraciones del mismo y el debido al desplazamiento másico global perpendicular a la superficie interfacial, que puede ser independiente de dicho gradiente de concentraciones. Refiriendo el caudal de A a la unidad de superficie de area interfacial (densidad de flujo, N_{Ao}), esto significa que la ecuación (2.1) deberá escribirse en la forma

$$N_{Ao} - x_{Ao} \left(\sum_{i=1}^n N_i \right)_o = k_x (x_{Ao} - x_{Am}) \quad (2.2)$$

representando por $\left(\sum_{i=1}^n N_i \right)_o$ la densidad de flujo molar conjunta de todos los componentes en dirección perpendicular a la interfase, por lo que el segundo término del primer miembro de la ecuación (2.2) representa el transporte máximo de A, y por tanto, al restárselo a la densidad de flujo molar total de este componente perpendicularmente a la interfase, N_{Ao} , quedará el transporte debido exclusivamente al gradiente de concentración de A.

Para el caso particular de una mezcla binaria, la ecuación (2.2) toma la forma

$$N_{Ao} - x_{Ao} (N_{Ao} + N_{Bo}) = k_x (x_{Ao} - x_{Am}) \quad (2.3)$$

para el componente A, y

$$N_{Bo} - x_{Bo}(N_{Ao} + N_{Bo}) = k_x(x_{Bo} - x_{Bm}) \quad (2.4)$$

para el componente B. Teniendo en cuenta que en cualquier punto se cumple que

$$x_A + x_B = 1 \quad (2.5)$$

las ecuaciones (2.3) y (2.4) son idénticas e indican que las densidades de flujo de las dos componentes debidas a gradientes de concentraciones son iguales y de sentidos opuestos, por lo que el coeficiente individual local de transferencia de materia, k_x , es común para el transporte de ambos componentes. Ahora bien, debe tenerse presente que el movimiento global de la mezcla será hacia la interfase, o desde ella hacia el interior de la fase, por lo que favorecerá uno de estos transportes y disminuirá el otro; sólo en el caso de que no exista movimiento global de la mezcla en dirección perpendicular a la interfase, las densidades de flujo totales de ambos componentes serán también iguales y de sentidos opuestos, al no contribuir a ellas el transporte másico.

Ordinariamente, en la bibliografía, los coeficientes de transferencia de materia se definen de distinto modo, sin tener en cuenta corrección alguna por la contribución del desplazamiento másico global en la dirección del transporte, a la densidad de flujo de cada componente. Es decir, se utilizan las definiciones siguientes:

$$N_{Ao} = k_G(p_{Ao} - p_{Am}) \quad (2.6)$$

en el caso de mezclas gaseosas, expresando la fuerza impulsadora como diferencia de presiones parciales.

$$N_{Ao} = k_L(C_{Ao} - C_{Am}) \quad (2.7)$$

en el caso de mezclas líquidas, con la fuerza impulsora expresada como diferencia de concentraciones molares.

Comparando las ecuaciones (2.3) y (2.6) para una mezcla gaseosa a presión total, P, constante resulta

$$k_x = k_G P \left[1 - \frac{\left(\sum_{i=1}^n N_i \right)_o \frac{p_{Ao}}{P}}{N_{Ao}} \right] \quad (2.8)$$

análogamente comparando las ecuaciones (2.2) y (2.7) para una mezcla líquida a concentración molar total, C_T , constante resulta

$$k_x = k_L C_T \left[1 - \frac{\left(\sum_{i=1}^n N_i \right)_o \frac{C_{Ao}}{C_T}}{N_{Ao}} \right] \quad (2.9)$$

las ecuaciones (2.8) y (2.9) relacionan el coeficiente individual local de transferencia de materia riguroso, k_x , con los usualmente empleados en la bibliografía k_G y k_L para mezclas gaseosas y líquidas respectivamente.

Aplicando (2.8) y (2.9) a mezclas binarias, en los dos casos límites, pero frecuentes, de transferencia equimolar en sentidos opuestos y transferencia de un solo componente en el seno de otro estacionario, conducen respectivamente a las ecuaciones

$$k_x = k_G p = k_L C_T \quad (2.10)$$

en el primer caso, y

$$k_x = k_G P_{Bo} = k_L C_{Bo} \quad (2.11)$$

en el segundo,

Debe también indicarse que los coeficientes de transferencia de materia definidos por la ecuación (2.2) se refieren, en realidad, al caso límite de caudal total de transferencia másica muy reducido; es decir, k_x debe definirse en la forma

$$k_x = \lim_{\left(\sum_{i=1}^n N_i \right)_o \rightarrow 0} \frac{N_{Ao} - x_A \left(\sum_{i=1}^n N_i \right)_o}{x_{Ao} - x_{Am}} \quad (2.12)$$

pues en otro caso el transporte másico a través de la superficie interfa

cial distorsiona los perfiles de velocidad, temperatura y concentración, influyendo no sólo sobre los coeficientes de transferencia de materia si no también sobre los de transporte de cantidad de movimiento y energía.

Sin embargo, cuando las densidades de flujo de transferencia de materia son pequeñas, como en la mayor parte de los casos de transferencia de materia entre gases, el desplazamiento másico global normal a la superficie interfacial sólo importa para la evaluación correcta de las densidades de flujo a través de la interfase de los distintos componentes, ya que no afecta sensiblemente los perfiles de velocidad, temperatura y concentración. En estos casos, además, p_{B0} ó C_{B0} no varían apreciablemente en dirección perpendicular a la interfase, por lo que la ecuación (2.11) puede escribirse en la forma

$$k_x = k_G p_{Bm1} = k_L C_{Bm1} \quad (2.13)$$

siendo p_{Bm1} y C_{Bm1} los valores medios logarítmicos entre la interfase y el seno del fluido. El objeto de esta sustitución es simplemente dar a la relación entre los coeficientes, para los dos casos límites considerados, una forma análoga a la relación entre las densidades de flujo para difusión equimolar y difusión de un componente a través de otro estacionario.

Difusión equimolar: .

$$\left(\frac{N_A}{N_A - N_B} \right)_{N_A = -N_B} = D_{AB} \frac{C_{A0} - C_{A1}}{L} = \frac{D_{AB}}{RT} \frac{p_{A0} - p_{A1}}{L} \quad (2.14)$$

Difusión de A a través de B estacionario

$$\left(\frac{N_A}{N_B = 0} \right)_{N_B = 0} = D_{AB} \frac{C_{A0} - C_{A1}}{L} \frac{C_T}{C_{Bm1}} = \frac{D_{AB}}{RT} \frac{p_{A0} - p_{A1}}{L} \frac{P}{p_{Bm1}} \quad (2.15)$$

siendo L el espesor de la película laminar a través de la cual tiene lugar la difusión y representando los subíndices 0 y 1 las concentraciones molares o presiones parciales en los extremos de la misma.

Es evidente, por tanto, de (2.14) y (2.15) la siguiente relación:

$$\left(\frac{N_A}{N_B = 0} \right)_{N_B = 0} = \left(\frac{N_A}{N_A = -N_B} \right)_{N_A = -N_B} \frac{C_T}{C_{Bm1}} = \left(\frac{N_A}{N_A = -N_B} \right)_{N_A = -N_B} \frac{P}{p_{Bm1}} \quad (2.16)$$

Análogamente, comparando (2.10) y (2.13) se deduce:

$$(k_G)_{\text{transferencia}} = (k_G)_{\text{transferencia de A a través de B estacionario}} \frac{P_{Bm1}}{P} \quad (2.17)$$

y

$$(k_L)_{\text{transferencia}} = (k_L)_{\text{transferencia de A a través de B estacionario}} \frac{C_{Bm1}}{C_T} \quad (2.18)$$

El término P/P_{Bm1} o C_T/C_{Bm1} recibe el nombre de factor de impulsión y puesto que siempre es mayor que la unidad determina que la velocidad de transferencia de A sea siempre superior cuando B permanece estacionario que cuando B se transfiere en sentido contrario.

Al considerar el caudal de un componente A a través de un elemento diferencial de superficie interfacial, dA , perpendicularmente a la misma, siempre que en la fase de que se trate pueda aceptarse la existencia de una subcapa laminar en el límite que define aquella, junto a la interfase por la que se produce el transporte (lo cual en una interfase gas-líquido, es aceptable para la fase gaseosa, pero dudoso para la fase líquida dada la gran diferencia de viscosidad entre ambos estados de agregación), es evidente que cualquiera que sea el régimen de circulación global de la fase, la densidad de flujo del componente A que enriquece la misma a través de la interfase podrá expresarse así:

$$k_x (x_{Ao} - x_{Am}) = -C_T D_{AB} \left(\frac{\partial x_A}{\partial z} \right)_{z = z_0} \quad (2.19)$$

ecuación que introduciendo las cantidades adimensionales

$$z^* = \frac{z}{L} \quad (2.20)$$

y

$$z_A^* = \frac{x_{Ao} - x_A}{x_{Ao} - x_{Am}} \quad (2.21)$$

siendo L una longitud característica del transporte en el sistema de que se trate, se convierte en

$$\frac{k_x L}{C_T D_{AB}} = \left(\frac{\partial x_A^*}{\partial z^*} \right)_{z^* = z_0^*} \quad (2.22)$$

el primer miembro de esta ecuación constituye un número adimensional que se conoce con el nombre de módulo de Sherwood, sh , viene a representar la razón entre la cantidad total de componente A transportada y la cantidad del mismo componente transportada por el mecanismo molecular, y de acuerdo con la ecuación (2.22) es igual al gradiente de concentración adimensional en la interfase.

Si para un sistema en que la fase en consideración circula por convección forzada, en ausencia de reacción química y de efectos térmicos apreciables, pudieran resolverse las ecuaciones de conservación o cambio de materia total, componente A, cantidad de movimiento y energía con las condiciones límites adecuadas; se obtendría una expresión para el perfil de concentración adimensional de A de la forma:

$$x_A^* = y(Re, Sc, \text{geometría}) \quad (2.23)$$

siendo Re el número adimensional de Reynolds y Se el número adimensional de Schmidt.

$$Re = \frac{L V_e}{\mu} \quad (2.24)$$

$$Sc = \frac{\mu}{e D_{AB}} \quad (2.25)$$

naturalmente al sustituir la ecuación (2.23) en (2.22) se obtendrá una relación de la forma:

$$sh = \phi(Re, Sc, \text{geometría}) \quad (2.26)$$

Si se consideran ya las operaciones de gran importancia industrial de absorción y desabsorción, los coeficientes generalmente usados en la práctica k_G y k_L de la fase gaseosa y de la fase líquida respectivamente, estarán relacionados con k_x por la ecuación (2.13), ya que cuando estas operaciones se realizan con mezclas binarias (o que puedan considerarse como tales que es el caso más frecuente) se transfiere un soluto a través de otro componente que permanece prácticamente estacionario en la dirección del transporte, con lo que la ecuación (2.26) podrá escribirse

así:

$$\frac{k_G RT_L}{D_{AB}} = \phi(\text{Re}, \text{Sc}, \text{geometría}) \frac{P}{P_{Bm1}} \quad (2.27)$$

$$\frac{k_L L}{D_{AB}} = (\text{Re}, \text{Sc}, \text{geometría}) \frac{C_T}{C_{Bm1}} \quad (2.28)$$

Parece lógico pensar, sin embargo, que las ecuaciones anteriores deben cumplirse mucho mejor para la fase gaseosa que para la fase líquida ya que en esta última la existencia de una subcapa laminar en la interfase gas-líquido parece muy improbable.

2.3. COEFICIENTES VOLUMETRICOS DE TRANSFERENCIA DE MATERIA

Dada la complejidad geométrica de la superficie de contacto entre las fases en una columna de relleno, es necesario introducir una nueva magnitud a determinar experimentalmente el área interfacial específica, a , definida como los m^2 de interfase por m^3 de relleno, que dependerá fundamentalmente de la geometría de la columna, de la naturaleza del relleno y de las características fluidodinámicas de circulación de ambas fases.

Mediante esta nueva magnitud, el caudal de transferencia de soluto para un proceso de absorción correspondiente a una altura diferencial de columna, dh , de sección, S , puede escribirse en la forma:

$$N_A \cdot a \cdot S \cdot dh = k_G \cdot a \cdot S \cdot dh(p - p_i) = k_L \cdot a \cdot S \cdot dh(c_i - c) \quad (2.29)$$

donde el significado de las distintas magnitudes se observa en la figura 2.2.

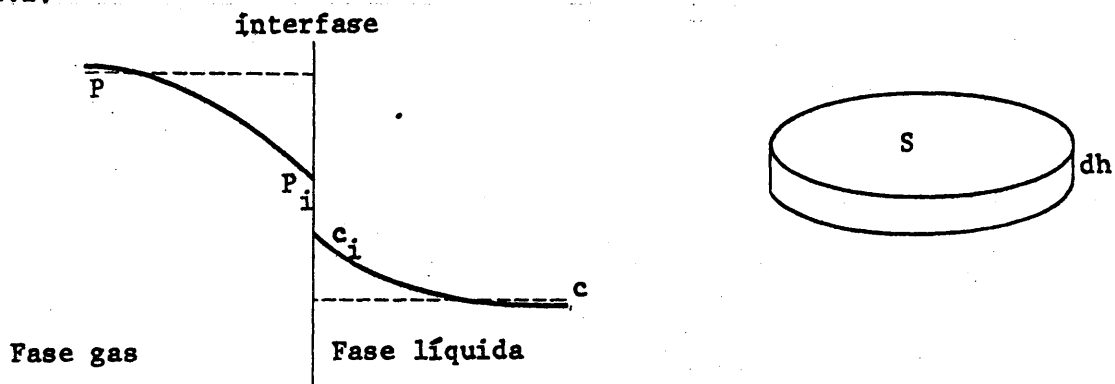


FIGURA 2.2

tanto el coeficiente de transferencia de materia, k_G o k_L , como el área interfacial específica, a , han de determinarse experimentalmente como ya se ha indicado por lo que frecuentemente se engloban en una sola magnitud $k_G a$ y $k_L a$ llamados coeficientes volumétricos de transferencia de materia y se correlacionan con las variables de que dependen mediante ecuaciones empíricas.

Si bien se dispone de correlaciones adecuadas para el cálculo de los coeficientes individuales volumétricos de transferencia de materia correspondientes a la fase líquida, $k_L a$, una de las cuales, la más completa a nuestro juicio, es la obtenida en una investigación anterior en nuestro Departamento (2), (3), e incluso los datos de los diferentes investigadores que han trabajado en transferencia de materia en fase líquida concuerdan aceptablemente con las distintas correlaciones propuestas; no ocurre lo mismo con el estudio de la transferencia de materia a través de la fase gaseosa en la que existe un profundo desacuerdo entre los resultados de los diferentes investigadores, la influencia asignada a variables tan importantes como: velocidad másica del gas, velocidad másica del líquido, difusividad del soluto, forma y tamaño del relleno, etc, oscila generalmente entre límites demasiado amplios.

Varias son las causas a las que pueden atribuirse estas discrepancias, entre ellas cabe citar:

a) Se emplean con frecuencia columnas relativamente cortas con lo que los efectos finales que dependen del diseño mecánico del distribuidor y del colector de líquido, particular en cada investigador, pueden influir considerablemente. Debe tenerse presente también que el evaluar los efectos finales como una altura equivalente de relleno, como se hace frecuentemente, no es en principio un procedimiento correcto ya que la influencia de los efectos finales y del relleno puede ser afectada de manera distinta por los variables del proceso.

b) Algunos autores han señalado, como se verá mas adelante, que las áreas interfaciales "efectivas" pueden depender del tipo de operación que se utilice para estudiar la transferencia de materia a través de la fase gaseosa: absorción, destilación, vaporización, etc.

c) La gran influencia del movimiento de la fase líquida sobre la circulación del gas, mientras que la primera apenas será afectada por esta última para velocidades no muy próximas al punto de inundación, dada la gran diferencia de viscosidad entre ambas fases.

d) La influencia de las distintas variables del proceso sobre los dos factores, k_G y a , que componen el coeficiente volumétrico puede ser muy diferente.

e) Se tiende generalmente a obtener relaciones lineales en gráficos logarítmicos para expresar la influencia de las distintas variables, cuando evidentemente una relación de este tipo puede no existir.

Estas circunstancias y la experiencia en nuestro Departamento en el estudio de las operaciones de transferencia de materia nos llevaron a iniciar la presente investigación que realmente debe considerarse como una continuación de un trabajo anterior (4), en el que se estudió de manera exhaustiva la transferencia de materia a través de la fase líquida y se pusieron a punto las técnicas experimentales para el estudio independiente del coeficiente de transferencia de materia y del área interfacial para los distintos rellenos empleados industrialmente.

2.4. TRANSFERENCIA DE MATERIA A TRAVÉS DE LA FASE GASEOSA

Se ha visto anteriormente los factores que pueden influir en el coeficiente de transferencia de materia a través de la fase gaseosa, k_G ; a continuación se analiza la influencia de cada uno de ellos de acuerdo con los resultados experimentales, disponibles hasta el momento, de los diferentes investigadores, y en el siguiente orden:

- i) Concentración de soluto (factor de impulsión).
- ii) Propiedades del gas (número de Schmidt).
- iii) Velocidades de circulación de ambas fases (número de Reynolds).
- iv) Geometría del sistema.

El estudio de los coeficientes volumétricos obligará a considerar otros factores relacionados con las características fluidodinámicas de las columnas de relleno:

- v) Áreas interfaciales efectivas, y
- vi) Retención de líquido en la columna.

i) Influencia de la concentración de soluto

De acuerdo con la ecuación (2.27) el coeficiente k_G debe ser directamente proporcional al factor de impulsión, $\frac{P}{P_{Bml}}$; los trabajos pioneros de Gilliland y Sherwood, (5), y Chilton y Colburn, (6), introducen directamente la inversa del factor de impulsión multiplicando el módulo de

Sherwood en sus correlaciones, a partir de consideraciones semiteóricas, por lo que no analizan directamente su influencia; por otra parte, las generalmente bajas concentraciones de soluto en los trabajos experimentales determinan que la influencia de este factor sobre las correlaciones propuestas sea escasa. Sin embargo, últimamente se le ha dedicado cierta atención y algunas investigaciones han sido especialmente dirigidas a analizar su influencia.

Así, Cairns y Roper, (7), trabajando con una columna de paredes mojadas en procesos de deshumidificación, con fracciones molares de vapor de agua en la fase gaseosa desde 0,03 a 0,85, proponen una correlación en la que k_G varía con la potencia 0,83 del factor de impulsión. Sin embargo, el método de cálculo de sus datos se basa en algunas simplificaciones demasiado drásticas, por ejemplo, suponen que la temperatura másica del líquido es igual a la temperatura interfacial, que solamente será cierto cuando la temperatura del líquido se mantenga constante e igual a la temperatura de saturación adiabática, pero no es adecuada para procesos de deshumidificación con elevados caudales de transferencia de materia, en los que la transmisión de calor en la fase líquida puede hacer que la temperatura interfacial sea sustancialmente diferente de la temperatura másica del líquido. Por otra parte, utilizan una columna de paredes mojadas demasiado larga, lo que puede determinar un error apreciable en el área interfacial debido a las ondulaciones de la superficie del líquido, y no cabe duda de que la elección del agua como soluto no es muy afortunada, dado su elevado calor latente de vaporización, que provocará fenómenos de transmisión de calor simultáneos demasiado intensos que pueden afectar los resultados.

Westkaemper y White, (8), obtienen datos similares por vaporización de tetracloruro de carbono en una corriente de aire fluyendo a través de un conducto de sección rectangular para números de Reynolds comprendidos entre 600 y 15.000, y fracciones molares del aire en la fase gaseosa de 0,3 a 1,0. Usando sólo los datos correspondientes a números de Reynolds superiores a 2.000, estos autores obtienen dos correlaciones que ajustan igualmente bien sus datos, una en la que k_G es directamente proporcional al factor de impulsión y otra en la que k_G es independiente del factor de impulsión. Este resultado sorprendente, es explicable sin embargo debido a un defecto de su técnica experimental que determina que el factor de impulsión y el número de Reynolds no sean variables independientes,

sino que como ha demostrado Shulman, (9), están relacionados por la ecuación

$$\frac{P_{Bm1}}{P} = 11,7 \left(\frac{DG}{\mu} \right)^{-0,34} \quad (2,30)$$

para los experimentos a números de Reynolds superiores a 2.000, por lo que los datos podrán correlacionarse usando cualquier potencia del factor de impulsión y obteniendo la potencia correspondiente del número de Reynolds.

Shulman y colaboradores, (9) y (10), mediante experimentos de condensación y vaporización de tetracloruro de carbono en una columna de relleno de anillos Raschig de 1/2" con una altura de relleno de 4" y fracciones molares de tetracloruro de carbono en la fase gaseosa de 0,0 a 0,843, proponen una correlación en la que k_G varía con la potencia 2/3 del factor de impulsión. Sin embargo, la dispersión de sus datos es apreciable por lo que no permiten una determinación empírica concluyente de este exponente, su valor de 2/3 era escogido por corresponder con el exponente de la difusividad en el número de Schmidt; de acuerdo con la ecuación (2.15) para la difusión de un componente, A, a través de otro estacionario, B, la densidad de flujo de A es proporcional al producto $D_G \cdot \frac{P}{P_{Bm1}}$, de aquí deduce Shulman que es lógico que puesto que en su correlación $k_G \propto D_G^{2/3}$, el factor de impulsión aparezca elevado al mismo exponente. Ahora bien, no cabe la menor duda de que este factor está mucho más relacionado con la fuerza impulsadora, $p_{A1} - p_{Am}$, (que es en definitiva la que determina su valor) que con la difusividad del soluto en la fase gaseosa, por tanto, el mismo razonamiento aplicado a las ecuaciones (2.15) y (2.6), esta última de definición del coeficiente k_G , llevaría a la conclusión de que éste debe ser directamente proporcional al factor de impulsión.

Phillips, (11), estudia la velocidad de evaporación de agua a partir de películas descendentes y de cilindros humedecidos, en una corriente turbulenta de aire. Los datos con las columnas de paredes mojadas dan valores integrales de las velocidades de transferencia de materia, sin embargo, los datos de evaporación de agua a partir de cilindros humedecidos son particularmente adecuados puesto que representan condiciones diferenciales. Los efectos térmicos, muy importantes, fueron tenidos en cuenta por medidas cuidadosas de las distribuciones de temperatura. Los

resultados son correlacionados sobre la base de que k_G es directamente proporcional al factor de impulsión.

Todas las investigaciones anteriores utilizan operaciones de evaporación o condensación para investigar el efecto de la concentración del soluto, la necesidad de variar esta última entre límites lo más amplios posible obliga a emplear velocidades de transferencia de materia muy grandes, lo que provoca efectos térmicos apreciables y hace necesarios complicados cálculos por tanteos para determinar la temperatura interfacial (que determina la concentración en la interfase) usando correlaciones empíricas para estimar los coeficientes de transmisión de calor en ambas fases. A nuestro parecer, es evidente que los procesos de absorción con efectos térmicos, mucho menores generalmente, son los más indicados para estudiar la influencia de este factor, aunque en contrapartida requieran la estimación previa del coeficiente individual de transferencia de materia en la fase líquida, pero seleccionando adecuadamente el sistema puede conseguirse que la resistencia opuesta por la fase líquida a la transferencia de materia, represente un porcentaje muy pequeño de la resistencia total al proceso (reacción química muy rápida en la fase líquida y exceso del reaccionante de la misma). La variación del factor de impulsión podría conseguirse modificando la concentración del soluto y la presión total del sistema.

Por otra parte, es evidente que para estudiar de manera definitiva la influencia del factor de impulsión sería conveniente analizar comparativamente algún proceso de transferencia equimolar en sentidos opuestos (destilación), en los que éste no debe influir sobre la velocidad de transferencia de materia.

En una investigación anterior en nuestro Departamento, (12), se estudió la absorción de amoníaco en disoluciones de ácido sulfúrico en una columna de esferas y cilindros, llegándose a la conclusión de que k_G varía con la potencia 1/2 del factor de impulsión, si bien el rango de concentraciones investigado es pequeño (del 2 al 38% en volumen de amoníaco en aire) y todos los experimentos se realizaron a la presión atmosférica.

Vivian y Behrmann, (13), estudian también la absorción de amoníaco, de mezclas de este gas con nitrógeno, en agua destilada y disoluciones acuosas de amoníaco, utilizando una columna de paredes mojadas corta y dentro de un intervalo de fracciones molares del inerte (N_2) de 0,068 a 0,934. Sus resultados indican que k_G varía directamente con la primera

potencia del factor de impulsión.

ii) Influencia de las propiedades físicas de la mezcla gaseosa

Las propiedades físicas de la mezcla gaseosa que afectan de manera importante la velocidad de transferencia de materia se encuentran englobadas en el número adimensional de Schmidt, y son la densidad y viscosidad de la mezcla gaseosa y la difusividad del soluto que se transfiere en ella; aunque como se observa en la ecuación (2.27) también aparecen estas propiedades en los números adimensionales de Reynolds y Sherwood.

Sin embargo, la ecuación (2.27) puede transformarse dividiendo ambos miembros por el producto $Re Sc$ (número adimensional de Peclet) en la forma:

$$\frac{k_G RT}{v} = \phi'(Re, Sc, \text{geometría}) \frac{P}{P_{Bml}} \quad (2.31)$$

de manera que la difusividad aparezca solamente en el módulo de Schmidt. Tomando como referencia la ecuación (2.31) se revisará, a continuación, la influencia del módulo, Sc , sobre k_G , de acuerdo con los resultados de los distintos investigadores; que representará fundamentalmente la influencia de la difusividad del soluto en la velocidad de transferencia de materia dado que la viscosidad y densidad de la mezcla gaseosa intervienen también en el módulo, Re .

En todas las correlaciones propuestas se acepta para la función ϕ' una forma potencial, por lo cual, bastará con indicar el exponente con que aparece afectado el módulo de Schmidt, que lógicamente será una unidad inferior al exponente con que aparece en la función ϕ de la ecuación (2.27) ya que para pasar de esta última a la ecuación (2.31) se ha dividido por el producto $Re.Sc$.

Muchos trabajos experimentales se han llevado a cabo con este objeto, (14), (15), desde las primeras investigaciones de laboratorio realizadas en columnas de paredes mojadas por Gilliland y Sherwood, (5), que estudiando la vaporización de agua y varios líquidos orgánicos llegan a la conclusión de que k_G varía inversamente con la potencia 0,56 del módulo de Schmidt.

Morris y Jackson, (16), estudiando procesos de absorción: amoníaco en agua y ácido diluido; cloruro de hidrógeno en agua; y secado de aire con

ácido sulfúrico, en una columna de paredes mojadas correlacionan sus datos mediante una ecuación en la que k_G varía inversamente con la potencia 0,50 de Sc .

Lynch y Wilke, (17), estudian la evaporación de agua en aire, helio y freon-12 utilizando el principio del termómetro húmedo, sus resultados experimentales les llevan a la conclusión de que k_G varía inversamente con la potencia $1/2$ de Sc .

Mc Carter y Stutzman, (18), estudiando también procesos de evaporación de varios líquidos orgánicos en una columna de paredes mojadas correlacionan sus datos con la potencia, $-0,60$, de Sc .

En una investigación anterior, realizada en nuestros laboratorios, (12), se estudia la absorción de SO_2 en agua y disoluciones alcalinas y la absorción de NH_3 en agua y disoluciones ácidas en una columna de esferas de laboratorio; los resultados experimentales se ajustan bien a una ecuación en la que, puesta en la forma (2.31), el módulo de Schmidt aparece afectado del exponente, $-1/2$.

De acuerdo con lo anteriormente expuesto se observa que los resultados obtenidos en las columnas de laboratorio concuerdan aceptablemente en cuanto a la influencia del módulo de Schmidt sobre k_G estudiando procesos de evaporación y de absorción, con distintos solutos e inertes, sin embargo, a pesar de esta variedad de experimentos, el rango de valores de Sc manejados es pequeño, de 0,5 a 4,0, por lo que la precisión en la determinación de su exponente no puede ser muy grande. No cabe duda, sin embargo, de que el valor de $-1/2$ para la correlación escrita en la forma (2.31) con ϕ' como una función potencial, es el resultado de la mayor parte de las investigaciones analizadas.

En cuanto a las investigaciones realizadas en columnas de relleno, en las que se estudia la influencia de las distintas variables sobre el coeficiente volumétrico $k_G a$, parece lógico pensar que deberán conducir a una influencia análoga del módulo de Schmidt, ya que no cabe esperar que las propiedades de la mezcla gaseosa incluidas en él, puedan afectar de alguna forma al área interfacial efectiva, a , en las condiciones de funcionamiento de las columnas de relleno, considerablemente por debajo del punto de inundación o anegamiento.

En efecto, Pozin y colaboradores, (19), trabajando en una columna de relleno con anillos Raschig de 15 mm, correlacionan sus datos mediante una ecuación en la que Sc aparece elevado a la potencia, $-1/2$.

Sin embargo, los resultados experimentales obtenidos en las columnas de relleno, no están tan de acuerdo entre sí como los de las columnas de laboratorio. Así, por ejemplo, mientras que Mehta y Pasekh, (20) y Surosky y Dodge, (21), encuentran que $k_G a$ varía con las potencias 0,17 y 0,15 respectivamente, de la difusividad (es decir, las potencias -0,17 y -0,15 de Sc) Van Krevelen y Hoftijzer, (22), Houston y Walker, (23), y Shylman y Margolis, (24), encuentran que $k_G a$ varía con la potencia 2/3 de la difusividad.

No obstante, algunos de estos trabajos, son claramente objetables por diversos motivos; así, Surosky y Dodge estudian la evaporación de agua, metanol, benceno y butirato de etilo en aire usando una columna de relleno de 8" de diámetro interno, con anillos Raschig de 1" y alturas de relleno variables de 4 a 12", ponen especial interés en evaluar los efectos finales, calculando que éstos son equivalentes a 2,2" de altura de relleno, por lo que vienen a representar del 15 al 30% del efecto total conseguido en la columna. Por otra parte, admiten en sus cálculos, suposiciones muy drásticas sobre la variación de la temperatura y de la fuerza impulsora a lo alto de la columna; estas aproximaciones unidas al pequeño rango de difusividades manejado podrían explicar la escasa influencia que sobre $k_G a$ tiene la difusividad del soluto de acuerdo con esta investigación.

Houston y Walker, por el contrario, estudian la absorción de amoníaco, metanol, etanol y acetona de mezclas de estos vapores con aire en agua, usando una columna de relleno de 12" de diámetro interno con anillos Raschig de 1" y variando la difusividad del soluto en la fase gaseosa, entre 0,368 ft²/hr y 0,710 ft²/hr. Dado que en estos procesos la resistencia de ambas fases son controlantes utilizan la ecuación de Sherwood y Holloway para estimar el $k_L a$; la resistencia opuesta por la fase gaseosa viene a representar en los distintos experimentos del 40 al 90% de la resistencia total y en algunos casos al no disponer de difusividades experimentales, éstas tuvieron que ser estimadas usando la ecuación de Gilliland. Es evidente que estos cálculos y el pequeño rango de difusividades investigado invalidan prácticamente cualquier conclusión son respecto al exponente del módulo de Schmidt.

Por otra parte, Houston y Walker, señalan que a los máximos caudales de líquido empleados observan que la influencia de la difusividad disminuye aproximándose su exponente al valor, 1/2.

Shulman y Margolis estudian la sublimación de sillas Berl de naftaleno

en aire, CO_2 y freon-12, pero su investigación no va dirigida a estudiar la influencia de las propiedades físicas de la mezcla gaseosa sino a comprobar una correlación ya propuesta y a estudiar sobre todo la influen-cia de la temperatura y de la presión. Por otra parte, el mecanismo por el que tiene lugar un proceso de sublimación puede ser diferente en algunos aspectos a las operaciones de contacto gas-líquido que estamos considerando, dado que en estas últimas la interfase es una superficie móvil.

iii) Influencia del grado de turbulencia de la fase gaseosa.

El grado de turbulencia de la fase gaseosa influye de manera decisiva en la velocidad del proceso de transferencia de materia a través de la misma, y éste depende fundamentalmente de la tortuosidad del camino para el gas en el contactor gas-líquido y de la magnitud del gradiente de velocidades en la fase gaseosa. El número adimensional de Reynold con un diámetro equivalente relacionado con el tamaño del relleno y la velocidad relativa del gas con respecto a la superficie del líquido, permite caracterizar el grado de turbulencia de la fase gaseosa.

Parece evidente, que si en el cálculo de la velocidad del gas se utiliza la sección de paso libre en la columna para el mismo (descontando el relleno y la película líquida), y no se producen fenómenos de goteo, la velocidad de transferencia de materia a través de la fase gaseosa dependerá exclusivamente de la velocidad superficial del líquido (que dada la mayor viscosidad y densidad del mismo será también la velocidad del gas en la interfase) y de ninguna otra magnitud correspondiente a la fase líquida.

Para analizar la influencia de esta variable, según los resultados de los distintos investigadores, se hará referencia, al igual que en el apartado anterior, a la ecuación (2.31) considerando ϕ' función potencial.

Sólo en el trabajo pionero de Gilliland y Sherwood, (5), se utiliza la velocidad absoluta del gas, referida a la pared de la columna, en el módulo de Reynold. En su correlación puesta en la forma de la ecuación (2.31) el Re aparece elevado a la potencia, $-0,17$.

Morris y Jackson, (16), utilizan ya la velocidad relativa, calculando la velocidad superficial del líquido como el 70% de la velocidad teórica para una película laminar descendente por una superficie plana vertical,

(25), que viene dada por

$$v_L = \left(\frac{9 g L_m \rho}{8 \mu} \right)^{1/3} \quad (2.32)$$

y en su correlación el exponente del módulo de Reynolds es, -0,25,

Mc Carter y Stutzman, (18), emplean para la velocidad superficial del líquido el valor teórico dado por la ecuación (2.32) y correlacionan sus datos con la potencia -0,20 del módulo de Reynolds.

Es de señalar, sin embargo, que los tres trabajos anteriores fueron realizados en columnas de laboratorio de paredes mojadas y que por tanto no se ha tenido en cuenta un factor que contribuye de manera decisiva al grado de turbulencia de la fase gaseosa en una columna de relleno, y que son los repetidos y bruscos cambios de dirección del gas que se producen en esta última. Por el contrario, las columnas de laboratorio de discos o de esferas y cilindros, se asemejan más a la situación real de una columna de relleno industrial puesto que la sección de paso para el gas va ría constantemente, lo que provoca cambios continuos de velocidad; en al gunos trabajos realizados en nuestro Departamento sobre procesos de transferencia de materia en estas columnas de laboratorio se llegaron a las siguientes ecuaciones:

Columna de discos, (26),

$$k_G = 27 L_m^{0,27} V^{0,67} \quad (2.33)$$

donde L_m es el caudal de mojado en $k_G/(\text{hr})(\text{m})$, V la velocidad relativa del gas en m/seg, y k_G está expresado en $k_G/(\text{hr})(\text{m}^2)(\text{atm})$.

Columna de esferas, (12),

$$\frac{k_G P}{V \rho_s} = 0,051 L_m^{0,27} \left(\frac{V D \rho_G}{\mu_G} \right)^{-0,33} \left(\frac{\mu_G}{L_G D_G} \right)^{-0,5} \left(\frac{P}{P_{Bml}} \right)^{0,5} \quad (2.34)$$

Es interesante observar que, en ambas escrituras en la forma (2.31) el exponente del módulo de Reynolds es de, -0,33. Sin embargo, el coeficiente de transferencia de materia k_G parece depender del caudal de mojado del líquido, lo cual está en contradicción con lo que hemos indicado anteriormente.

En otra investigación realizada en columna de esferas y cilindros sobre procesos de absorción con reacción química, también en nuestro Depar

tamento, se llegó en cambio a la conclusión de que si la velocidad superficial del líquido se evalúa correctamente, k_G resulta independiente del caudal de mojado del líquido, (27).

Los primeros trabajos que aparecen en columnas de relleno correlacionan el coeficiente volumétrico con la velocidad másica del gas calculada a columna vacía, $G \text{ Kg/hr m}^2$; así Othmer y colaboradores, (28), (29) y (30), proponen ecuaciones que escritas en la forma (2.31) el exponente del módulo de Reynolds sería -0,20; Shulman y colaboradores en una serie de trabajos ya citados sobre el funcionamiento de columnas de relleno proponen la correlación:

$$\frac{k_G M_m p}{G} = 1,195 \left[\frac{D_p G}{\mu(1 - \epsilon)} \right]^{-0,36} \left[\frac{\mu}{\rho D} \right]^{-2/3} \left[\frac{p}{P_{Bm1}} \right]^{2/3} \quad (2.35)$$

Pozin, (19), propone una correlación en la que el exponente del módulo de Reynolds varía según el rango de valores del mismo entre -0,25 y -0,10.

Johnstone y Singh, (31), y Van Krevelen y Hoftijzer, (32), coinciden con el valor propuesto por Othmer y colaboradores, -0,20 mientras que Wilke y Hougen, (33), proponen un exponente de -0,51, que es el de mayor valor absoluto propuesto en la bibliografía.

A partir de los resultados indicados anteriormente, se observa que el exponente del módulo de Reynolds en las correlaciones propuestas para el cálculo del coeficiente de transferencia de materia, k_G , o del coeficiente volumétrico, $k_G a$, (que debe ser el mismo dado que por debajo del punto de anegamiento las condiciones de circulación del gas apenas influyen en el área interfacial efectiva) escritas en la forma (2.31) varía desde -0,10 a -0,50 aunque la mayor parte de los valores propuestos se encuentran entre -0,20 y -0,36. Es de señalar también que esta variación influye de manera muy importante sobre el coeficiente dado los elevados valores del módulo de Reynolds empleados usualmente en la práctica.

iv) Factores geométricos.

Las primeras columnas de laboratorio usadas, de paredes mojadas, presentaban el inconveniente de la formación de rizos sobre la superficie del líquido que falseaba el área interfacial; con objeto de evitar este inconveniente se tendía a utilizar columnas de paredes mojadas muy cor-

tas, aunque no cabe duda de que al depender los resultados obtenidos de la altura de la columna usada disminuye considerablemente la utilidad de esta instalación de laboratorio.

Stephen y Morris, (34), proponen con objeto de aproximar las condiciones de circulación del líquido a las que se producen en una columna industrial de relleno, la columna de laboratorio de discos; aunque la dificultad de calcular de manera exacta el área interfacial efectiva y el hecho de que la altura siga aún influyendo en los resultados obtenidos, anulan parcialmente su utilidad, sin embargo, la mezcla del líquido que se produce entre cada dos discos y los cambios de velocidad del gas debido a la variación de la sección de paso para el mismo, hacen que los resultados obtenidos con esta columna sean mucho más concordantes con los obtenidos en las columnas de relleno.

Costa Novella, Borderia Simó y Lázaro Sala, (35), en un trabajo realizado en nuestro Departamento, proponen una columna de laboratorio de esferas y cilindros, mucho más idónea que la de discos para representar condiciones parecidas a las que se producen en una columna de relleno y que disminuye de manera notable los inconvenientes anteriormente citados.

En cuanto a las columnas de relleno utilizadas para el cálculo experimental de los coeficientes volumétricos, siempre que el tamaño del relleno sea inferior a la décima parte del diámetro de la columna, los únicos factores geométricos que influyen en la transferencia de materia son: la forma y tamaño del relleno y la altura de relleno.

Por otra parte, es de esperar, que estos factores influyan exclusivamente sobre el área interfacial efectiva y no sobre el coeficiente de transferencia de materia, k_G , siempre que el grado de turbulencia del gas sea expresado con un diámetro equivalente adecuado y con la velocidad relativa del gas con respecto al líquido.

v) Áreas interfaciales efectivas

Es evidente, de acuerdo con lo indicado anteriormente, la importancia de obtener una relación entre el área interfacial efectiva en las columnas de relleno y las variables de que depende, sin embargo, es extraordinariamente difícil la medida directa de este área.

Uno de los primeros trabajos cuyo fin era determinar el área mojada en columnas de relleno es el de Mayo, Hunter y Nash, (36), que utilizan

anillos Raschig de papel de 1/2 y 1" en una pequeña columna de laboratorio. Como líquido se usaba agua con un colorante rojo, en cada experimento y después de un cierto tiempo en el que se suponía que se habían alcanzado las condiciones estacionarias se cortaba la alimentación del líquido y extrayendo el relleno se medía el área coloreada del mismo. Estos autores encuentran que el área mojada era proporcional a la potencia 0,45 de la velocidad másica del líquido en el intervalo de 2800 a 9900 lb/(hr)(ft²) y hasta velocidades másicas del gas de 67 lb/(hr)(ft²) encuentran que el área mojada es independiente de esta última, mientras no se alcance el punto de anegamiento. El máximo porcentaje de área mojada, referida al área seca del relleno, era del 75% para anillos Raschig de 1/2" y de 50% para anillos Taschig de 1", justo antes del punto de anegamiento.

Este procedimiento, sin embargo, adolece de algunos defectos evidentes: así, por ejemplo, no cabe duda de que las fluctuaciones en el camino seguido por el líquido que siempre ocurren cuando un líquido desciende por una superficie sin mojarla completamente, dejarían el papel coloreado aunque sólo sería una superficie mojada temporalmente, por lo que los valores medidos deben ser superiores al área mojada en cualquier instante.

Grimley, (37), trabajando con anillos cerámicos de 3/8" y suponiendo circulación de líquido laminar determina el área mojada por medida de la resistencia eléctrica, encontrando que el área mojada es igual al 11% del área seca e independiente del caudal de líquido para el intervalo de éste de 22-300 lb/(hr)(ft²); proporcional a la potencia 0,63 de la velocidad másica del líquido desde 300-15000 lb/(hr)(ft²) y prácticamente igual al área seca (100%) por encima de 15.000 lb/(hr)(ft²). En el intervalo de velocidades del gas utilizado, de 0 a 20 lb/(hr)(ft²), la velocidad de éste no afectaba al área mojada.

Es evidente, sin embargo, que los métodos anteriores al determinar el área del relleno mojada por el líquido, presentan el inconveniente de que esta no coincide generalmente con el área interfacial efectiva, pues to que pueden formarse uniones líquidas entre dos piezas de relleno próximas y por tanto esta superficie mojada no tendría su correspondiente área interfacial, por otra parte, si se producen fenómenos de goteo existirán áreas interfaciales que no corresponden a ninguna superficie mojada.

No obstante, a partir de los resultados anteriores, puede deducirse que en los intervalos usuales de velocidades másicas de gas y de líquido, el área mojada es aproximadamente proporcional a la potencia 1/2 de la velocidad másica del líquido e independiente de la velocidad másica del gas.

Weisman y Bonilla, (38), proponen un método de determinar las áreas interfaciales efectivas comparando los resultados obtenidos al estudiar la evaporación de agua de diversos rellenos completamente mojados con el mismo proceso cuando se utiliza una columna de relleno circulando agua y aire en contracorriente, es evidente que al objeto de poder alcanzar las condiciones estacionarias en el primer caso será preciso utilizar materiales porosos que repongan el agua superficial evaporada por difusión desde el interior de los poros. En particular para anillos Raschig de 1" utilizando los resultados de Taecker y Hougen, (39), Weisman y Bonilla obtienen la siguiente correlación

$$\frac{a}{a_g} = 0,044 G^{0,31} L^{0,07} \quad (2.36)$$

estando expresados G y L en lb/(hr)(ft²). Obsérvese que este resultado está francamente en contradicción con los obtenidos mediante los métodos físicos que se han indicado anteriormente, dada la gran influencia de la velocidad másica del gas y la escasa influencia de la velocidad másica del líquido sobre el área interfacial efectiva, que este último indica.

Shulman y De Gouff, (40), proponen un método indirecto para la determinación del área mojada aunque basado en el estudio de procesos de transferencia de materia; consiste en utilizar una columna en la que las piezas de relleno se contruyen de un sólido volátil y escasamente soluble en agua, naftaleno, estudiando entonces la velocidad de evaporación del sólido en aire, a relleno seco y haciendo circular agua en contracorriente, se determina el área seca en esta última circunstancia, y por diferencia con el área total del relleno puede calcularse el área mojada. Sin embargo, no correlacionan sus datos de áreas mojadas pero si indican que ésta es afectada de manera mucho más considerable por la velocidad másica del líquido que por la velocidad másica del gas, por debajo del punto de anegamiento, en contro de los resultados obtenidos por Weisman y Bonilla.

En un trabajo posterior de Shulman y colaboradores, (41), utilizando

el mismo método anterior y los datos de absorción de amoníaco de Fellinger, (42), para anillos Raschig y sillas Berl de varios tamaños, llegan a conclusiones similares presentando una serie de correlaciones gráficas para los distintos rellenos; el área interfacial efectiva aumenta de manera apreciable al aumentar la velocidad másica del gas. A pesar de lo que cabría esperar, en principio, no aumenta al disminuir el tamaño del relleno sino que alcanza un valor máximo para rellenos de tamaño nominal alrededor de 1", esto podría explicarse porque los rellenos pequeños presentan elevadas retenciones de líquido estáticas que representan la existencia de bolsas de líquido casi estacionario, no útil para los procesos de transferencia de materia; y por otra parte, para rellenos muy pequeños aumentan de manera considerable la existencia de uniones líquidas entre las piezas del mismo que contribuyen a disminuir el área interfacial efectiva.

Un trabajo de investigación altamente interesante en este sentido es el debido a Yoshida y Koyanagi, (43), que ponen claramente de manifiesto como las áreas interfaciales efectivas calculadas comparando correlaciones para los coeficientes de transferencia de materia, k_G y k_L , y para los correspondientes coeficientes volumétricos, k_{Ga} y k_{La} pueden depender de la operación utilizada para su estudio experimental; e incluso la magnitud de los efectos finales depende claramente del tipo de operación que se lleva a cabo en las columnas de relleno. Es evidente, por ejemplo, que las bolsas de líquido estancado que determinan la retención de líquido estática, no serán útiles para un proceso de absorción, pero sí para un proceso de evaporación. Estas conclusiones anulan apreciablemente la utilidad de los coeficientes volumétricos de transferencia de materia.

En una investigación, muy completa, sobre la transferencia de materia a través de la fase líquida en procesos de absorción, (3), realizada en nuestro Departamento se propone la siguiente correlación empírica para el área interfacial efectiva.

$$\frac{a}{a_s} = 6,77 \left[\frac{4L/S}{a_s v_L} \right]^{0,19} \left[\frac{h^3 g}{v_L^2} \right]^{0,13} \left[\frac{v_L^2 \rho_L}{h \sigma_L} \right]^{0,29} \left[\frac{h}{H} \right]^{0,50} \quad (2.37)$$

observese que de acuerdo con esta correlación, la velocidad másica del gas no afecta al área interfacial efectiva y la influencia de la velocidad del líquido es muy pequeña (exponente 0,19) comparada con los resultados obtenidos por los métodos físicos. Los factores geométricos influ-

yen también sobre el área interfacial efectiva, tanto el tamaño nominal del relleno h , como la altura de relleno, H .

vi) Retención de líquido

La fracción de huecos, ϵ , en una columna de relleno depende no sólo del tamaño, forma y modo de colocación del mismo sino también de la cantidad total de líquido que en un momento determinado se encuentra dentro de la columna, es decir, de la retención de líquido. Por otra parte, es evidente también que la retención de líquido en una columna de relleno está directamente relacionada con el área interfacial efectiva.

En la práctica se manejan tres magnitudes diferentes para medir la retención de líquido, (44) y (45): la retención total, R_T , que se define como los m^3 de líquido por m^3 de relleno en las condiciones de operación de la columna; la retención estática, R_e , que se define como los m^3 de líquido por m^3 de relleno que permanece en la columna cuando al cortar la entrada de líquido se espera el tiempo suficiente para que la columna deje de drenar; y la retención de operación, R_o , que se define como la diferencia entre la retención total y la retención estática.

Varios son los trabajos de investigación dedicados a la medida de estas magnitudes, además de los anteriormente citados, (46), (47), (48) y (49), aunque caso todas ellas dirigidas al estudio de las retenciones de operación exclusivamente, salvo el trabajo de Shulman y colaboradores, (46), que es un estudio exhaustivo de los tres tipos de retención definidos antes con anillos Taschig y sillas Berl de varios tamaños. Los resultados experimentales indican que para velocidades del gas alejadas del punto de anegamiento, ésta no influye sobre la retención de líquido; estos autores proponen las siguientes ecuaciones empíricas para el cálculo de la retención total

$$R_t = \frac{\alpha L^B}{D_p^2} \quad (2.38)$$

$$B = \gamma D_p^\theta \quad (2.39)$$

donde L es la velocidad másica del líquido en $lb/(hr)(ft^2)$, D_p el tamaño nominal del relleno en pulgadas, y las constantes α , γ y θ vienen tabuladas en función de la forma y material del relleno.

Encuentran también que la retención estática es independiente de la velocidad del gas y de la velocidad del líquido utilizada en la etapa previa a su determinación, siendo sólo función del tamaño del relleno, como era de esperar, y viene dada por

$$R_e = \delta D_p^{-\gamma} \quad (2.40)$$

δ y γ son de nuevo constantes que dependen exclusivamente de la forma y material del relleno.

Mediante estas correlaciones, Shulman y colaboradores, en un trabajo posterior, (50), demuestran que las diferencias entre las técnicas de evaporación de líquidos puros y de absorción empleadas en el estudio de la transferencia de materia a través de la fase gaseosa son debidas a la distinta área interfacial útil para cada uno de estos procesos.

2.5. OBJETO DE LA PRESENTE INVESTIGACION

Como resultado del estudio bibliográfico que se ha realizado sobre la transferencia de materia a través de la fase gaseosa, y que ha quedado reflejado en sus puntos más importantes en la introducción de esta memoria, se preparó el siguiente plan de trabajo para iniciar el estudio experimental de este tema:

Dada la escasa variación del factor de impulsión y de las propiedades físicas de la mezcla gaseosa, representadas por el número adimensional de Schmidt, en la mayor parte de las operaciones de absorción industriales, se decidió dejar el estudio de la influencia de estas variables para una investigación posterior, concentrando de momento la atención en la influencia de las velocidades del gas y del líquido sobre un amplio rango de las mismas que son las variables que afectan de manera más importante el coeficiente de transferencia de materia, k_G , y sobre cuya influencia como se ha visto anteriormente existe gran discrepancia entre los resultados de los distintos investigadores.

Se utilizaría una columna de laboratorio de esferas y cilindros comprobando en primer lugar si los factores geométricos de la misma influyen sobre los coeficientes; se trabajará con dos sistemas: absorción de amoníaco en disoluciones acuosas de ácido sulfúrico con concentración adecuada para que controle la transferencia de materia a través de la fase gaseosa y absorción de amoníaco en agua. Con este último sistema se

experimentaría también en una columna de relleno planta piloto para determinar las variables que influyen sobre el área interfacial efectiva utilizando anillos Raschig de distintos tamaños como relleno.

3. APARATO

3.1. INSTALACION DE LABORATORIO

La columna está constituida por un rosario de esferas y cilindros de grafito atravesados con un hilo de nylon, situado axialmente en una cámara de vacío cilíndrica, formada por dos tubos de vidrio Pyrex de distinto diámetro, concéntricos y soldados por sus extremos. Las esferas y cilindros de grafito industrial fueron torneados en nuestro taller, con lo que se consiguió gran igualdad y perfección de unos y otros. El grafito, por su estructura microporosa, presenta unas excelentes características de mojado de su superficie.

Se construyeron tres tamaños distintos, geométricamente semejantes, del conjunto esfera-cilindro y en la tabla 3.1 se han resumido las características de las tres columnas utilizadas.

TABLA 3.1

Características de las columnas de esferas y cilindros

	Esferas pequeñas	Esferas medianas	Esferas grandes
Altura de la columna, cm	110	110	110
Diámetro interno, cm	3,6	3,6	3,6
Número de esferas y cilindros	20	20	20
Diámetro de las esferas, D, cm	1,1	1,5	2,1
Diámetro de los cilindros, d, cm	0,300	0,409	0,572
Altura de los cilindros, cm	0,300	0,409	0,572
Perímetro medio del relleno, cm	2,78	3,86	5,42

Las esferas y cilindros fueron colocados alternadamente, con lo que la superficie del líquido que descendía por la columna se renovaba al pasar de una esfera a otra, análogamente a lo que sucede en las columnas de relleno al fluir el líquido de unos elementos a otros.

En la figura 3.1 puede apreciarse un esquema acotado de la columna y en la figura 3.2 un esquema de la instalación utilizada.

El líquido, a través del embudo 1, se introduce en el depósito de almacenamiento 2, de unos 10 litros de capacidad, desde el cual, mediante presión con el compresor de aire 3 y por la conducción 4, se eleva al depósito superior de alimentación 5, de capacidad análoga y que funciona como frasco de Mariotte para conseguir un suministro de líquido constante.

Antes de introducir el líquido en la columna se le hace pasar por un depósito de nivel constante 6, que asegura la constancia de caudal, y por los correspondientes medidores de caudal y temperatura 7 y 8, respectivamente.

La entrada del líquido en la columna se realiza por un tubo inyector 8, estrechado en su parte inferior hasta un diámetro de unos 3 mm y atravesado axialmente por el hilo de nylon que sujeta las esferas y cilindros. Con este estrechamiento se mantiene en el tubo una cierta columna de líquido que asegura una alimentación continua del mismo y que amortigua las posibles pulsaciones que pudieran producirse si dicho tubo no estuviera lleno de líquido.

Con el fin de asegurar el completo mojado de las primeras esferas, la distancia entre el extremo inferior del tubo inyector y la primera esfera es de 5 mm, ya que a distancias menores el mojado no es bueno y a distancias mayores se producen salpicaduras.

El líquido fluye por las esferas y cilindros 9, en forma de capa y abandona la columna por el tubo colector 11 (atravesado también por el hilo de nylon) con forma de embudo en su parte superior para una buena recogida del líquido y que queda situado justamente debajo del último cilindro de la columna. Este tubo colector se mantiene siempre lleno de líquido durante los experimentos, conectando la conducción 12 con un frasco de nivel variable 13. Se impide así la posible absorción en el líquido que mojaría las paredes del tubo colector, si no estuviera totalmente lleno. La válvula 14 en la conducción de salida, permite el to

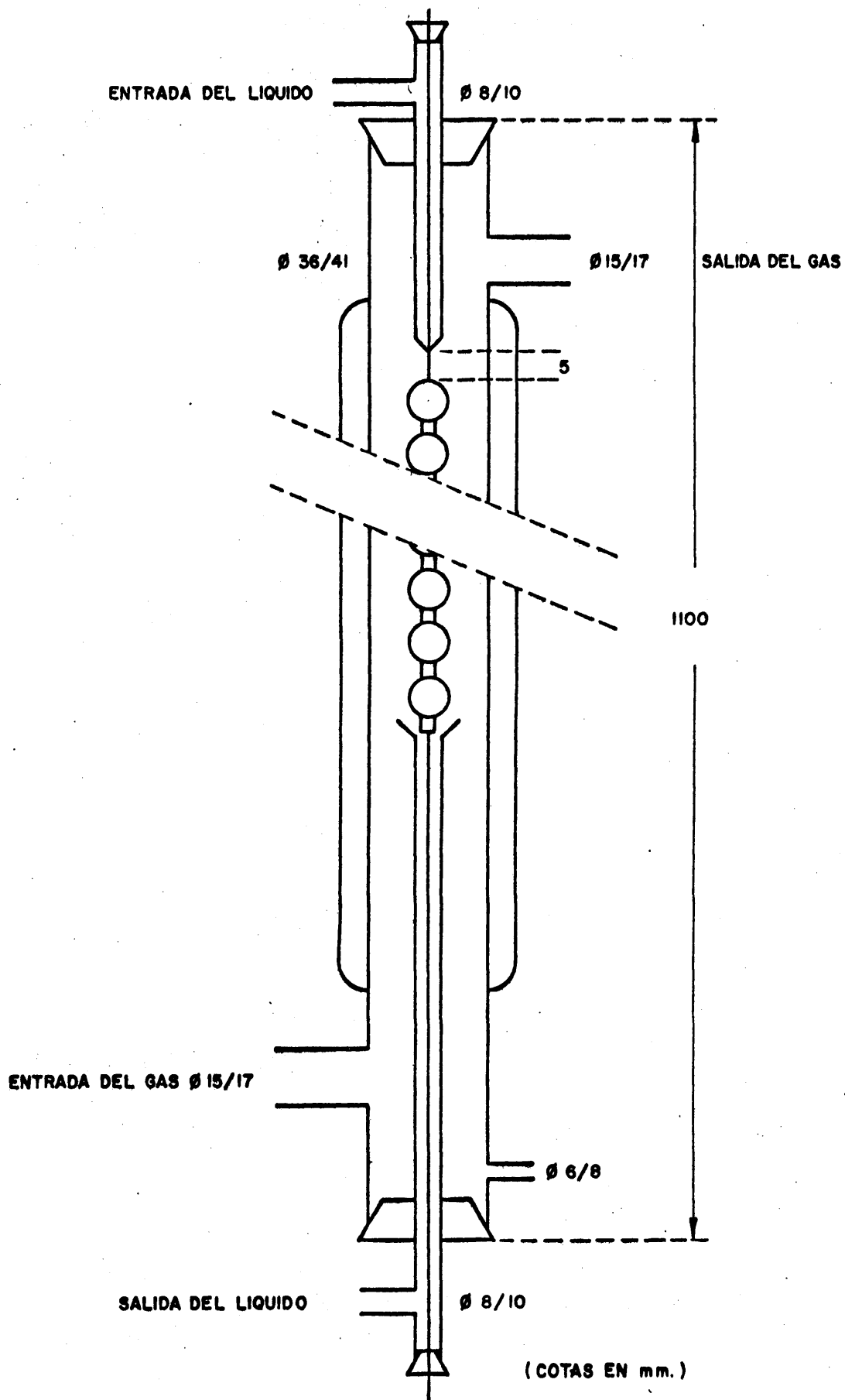


FIGURA 3.1

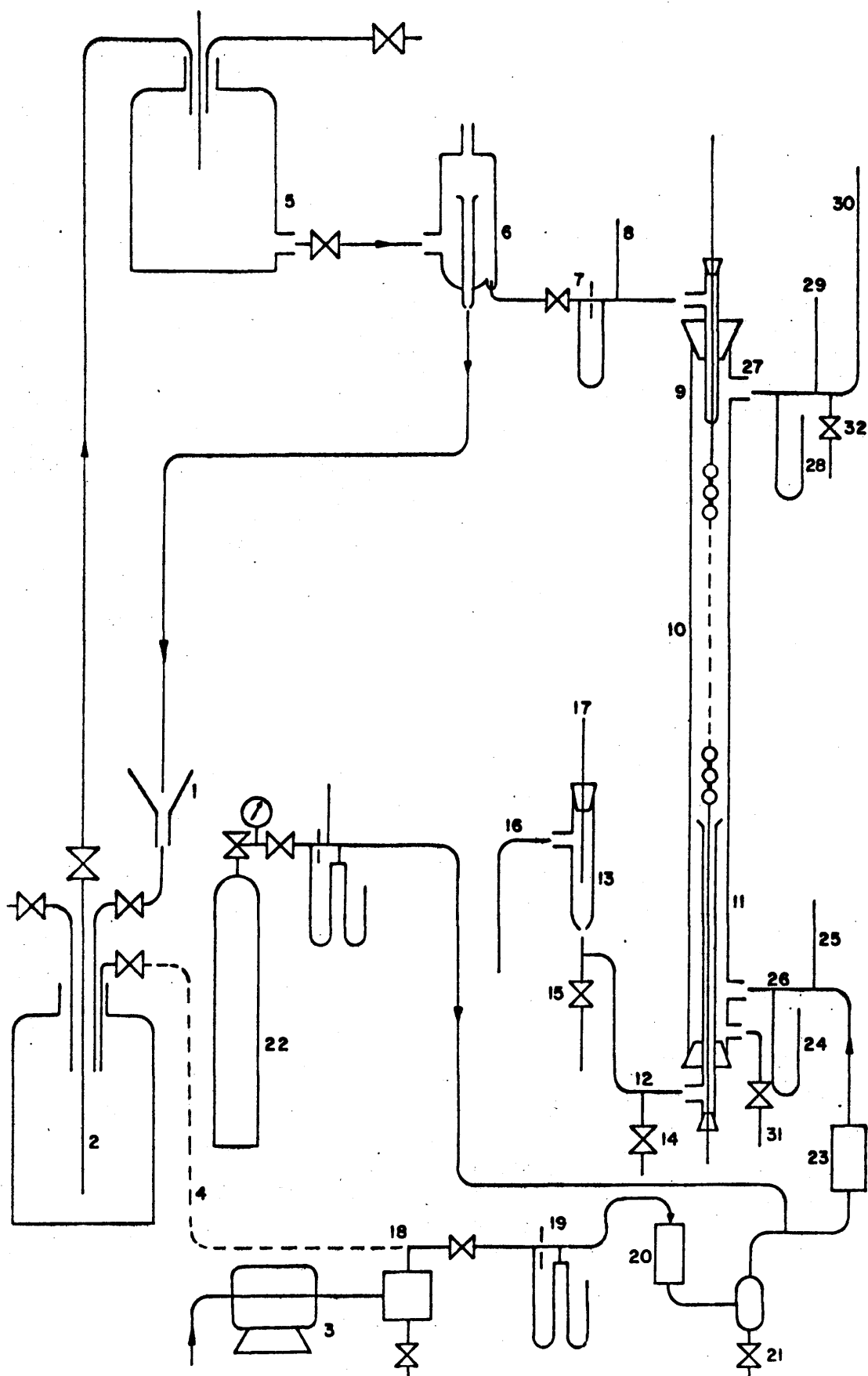


FIGURA 3.2

tal vaciado del sistema colector, operación que se realizó antes de iniciar cada uno de los experimentos.

La toma de muestras de la solución de salida se efectúa, una vez alcanzado el régimen estacionario, mediante la válvula 15. Hasta el momento de la toma de muestras, la solución se evacuaba por la conducción 16.

La temperatura del líquido, tanto a la entrada como a la salida, se mide mediante los termómetros calibrados 8 y 17, graduados en $0,1^{\circ}\text{C}$.

El aire, empleado como gas portador, es suministrado por el compresor rotativo 3, provisto de su correspondiente filtro a la salida, con objeto de eliminar las gotas de aceite que pudieran ser arrastradas. Después de hacerlo pasar por el medidor de caudal 19, se introduce en un humidificador 20, seguido del correspondiente separador de agua 21, para evitar el proceso de humidificación posterior en la columna.

El aire así preparado, se une con el soluto procedente del cilindro a presión 22 y se hace pasar la mezcla por el mezclador 23 para homogeneizarla antes de introducirla en la columna. Después de realizar las medidas de presión y temperatura con el monómetro 24 y el termómetro 25, el gas se introduce en la columna por la tubuladura lateral inferior 26, a una distancia suficiente del último elemento esfera-cilindro para que su flujo quede regularizado antes de entrar en contacto con el líquido. El gas, así introducido, circula en contracorriente con el líquido y abandona la columna por la tubuladura lateral superior de la misma 27, y después de medir su presión y temperatura con el monómetro 28 y el termómetro 29, se evacúa, finalmente, al exterior por la conducción 30.

Tanto la entrada como la salida del gas de la columna están provistos de las correspondientes válvulas 31 y 32, para comprobar, mediante balance de materia, los métodos analíticos utilizados.

En los experimentos realizados en paralelo se introducía el gas por la tubuladura lateral superior 27 y se evacuaba por la tubuladura lateral inferior 26.

La columna como la mayoría de las conducciones son de vidrio. Se utilizó tubo de goma virgen o de cloruro de polivinilo para las conexiones. La unión entre la salida del líquido de la columna y el frasco de nivel variable 13, es de goma, para por vasos comunicantes, poder graduar el nivel en el tubo colector 11.

3.2. INSTALACION PILOTO

En la figura 3.3 se presenta un esquema general de la instalación.

La columna de relleno 1, de metacrilato de metilo, cuyo diámetro es de 294 mm, está constituida por tres secciones cilíndricas de 450 mm de altura, para facilitar su variado y llenado con los distintos tipos de relleno.

La base 2 y la parte superior 3 de la columna son de aluminio y todo el sistema se encuentra unido por una serie de bridas locas y de guías metálicas (véase Apéndice 8.2.1). Los emplames de las distintas secciones se han hecho estancos mediante juntas de goma virgen.

Los tipos de relleno utilizados en esta investigación se adquirieron en la empresa Cucurny S.A., de Barcelona. Se trabajó con tres tamaños de anillos Raschig (50, 35 y 25 mm). Las piezas de relleno se colocaron en la columna sobre un soporte 4 de malla metálica de hierro galvanizado.

La distribución del líquido sobre el relleno se efectúa mediante una ducha 5, que por cambios de longitud en la tubería de alimentación puede desplazarse a distintas alturas, de modo que al utilizar mayor o menor altura de relleno en la columna, aquella siempre queda exactamente sobre la parte superior del mismo, asegurando una distribución de líquido similar en todos los elementos.

La salida del líquido y la distribución del gas se realizan mediante un piso de chimeneas 6. El gas se distribuye uniformemente gracias a las chimeneas y el líquido se recoge por el desagüe central que tiene cierre hidráulico 7 para evitar posibles escapes de gas.

El dispositivo para la toma de muestras del líquido 8 es distinto de los utilizados hasta ahora en este tipo de experimentos. Se diseñó con el fin de impedir que se produjeran efectos finales. Sus características principales son:

-La muestra, tomada mediante siete pequeños embudos colocados justamente debajo de la rejilla que soporta las piezas de relleno, es representación de todo el líquido que abandona dichas piezas por la base de la columna.

-El líquido que sale por la válvula A es el recogido precisamente de bajo de las piezas de relleno y no sufre variación alguna posterior, pues los pequeños embudos se mantienen siempre llenos procurando que la

cantidad de líquido que sale continuamente por la válvula A sea la misma o algo menor que la que recogen los embudos. Como la base de la columna de aluminio no es visible, reasegura que el dispositivo de toma de muestras funciona correctamente si la altura del nivel B se mantiene constante, a pesar de la salida continua de la salida continua del líquido por A. Si se producen descansos bruscos del nivel del líquido en el tubo B, es señal de que el caudal que sale por la válvula A es excesivo y en los embudos se están ocluyendo burbujas gaseosas, lo que indudablemente falsearía los resultados. La válvula C permite el variado rápido del dispositivo de toma de muestras entre dos experimentos sucesivos.

La alimentación de agua a la columna se realiza mediante una tubería 9 de hierro galvanizado de 1 1/2" de diámetro nominal. El caudal se mide con un diafragma de acero inoxidable 10, diseñado según las normas francesas Afnor (véase esquema y calibrado en Apéndice 8.2.1).

La alimentación de la mezcla gaseosa (amoníaco y aire) se realiza mediante una tubería de acero 11, de 3 1/2" de diámetro nominal. El aire es impulsado por un ventilador 12, que proporciona un caudal máximo de 1000 metros cúbicos por hora a una sobrepresión de 600 mm de agua. El caudal se regula con una válvula de mariposa 13, con prensa estopas en su eje, y se mide mediante un diafragma de acero inoxidable 14, diseño Afnor (véase esquema y calibrado en Apéndice 8.2.1). El motor del ventilador de 5,5 C.V., se pone en marcha mediante un interruptor estrella-triángulo y se halla protegido por un doble sistema de automático térmico y fusibles. El amoníaco, empleado como soluto, procede del cilindro a presión 15 y después de medir su caudal mediante el diafragma calibrado 16, se mezcla con el aire por inyección en la conducción de aire 17.

A la entrada y salida de la columna se han colocado termómetros, tanto en las conducciones de gas como de líquido. Asimismo se colocaron manómetros de rama abierta en la base y tope de la columna para medir las correspondientes presiones. El manómetro 18 mide la pérdida de carga en la columna.

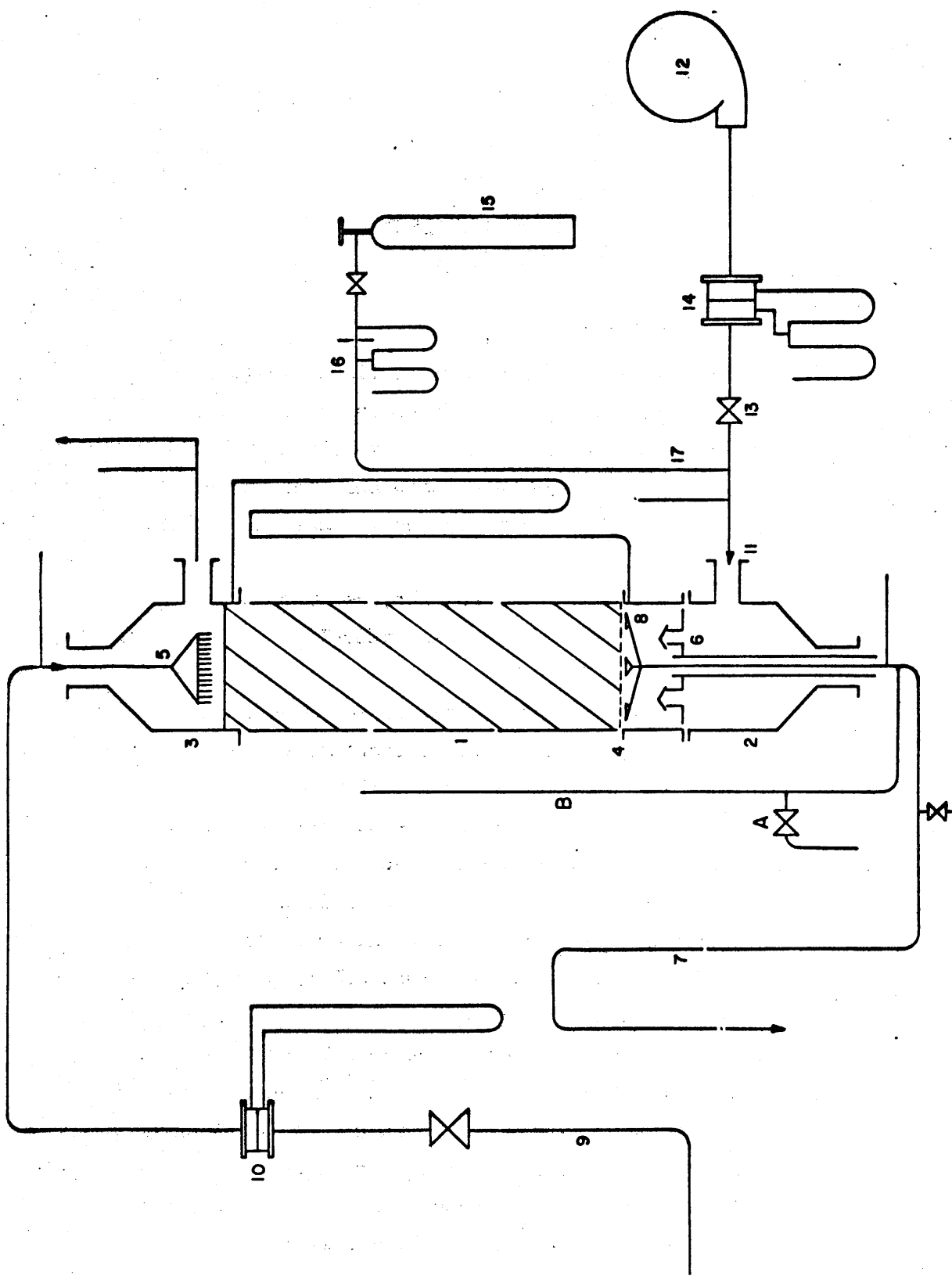


FIGURA 3.3

4. PROCEDIMIENTO

4.1. INSTALACION DE LABORATORIO

Antes de iniciar cada experimento, con el fin de asegurar un mojado perfecto de esferas y cilindros, se haría circular el líquido sobre ellas con un caudal suficientemente elevado, regulando después con la válvula de entrada el que se deseaba en cada caso. En el intervalo de caudales de líquido utilizados, el mojado de las esferas y cilindros fue siempre completo.

Una vez estabilizado el caudal de líquido, se daba paso al aire y seguidamente al gas soluto, regulando con las válvulas correspondientes los caudales necesarios.

Para un mismo caudal de líquido, se realizaron experimentos con circulación del gas y del líquido en contracorriente y en paralelo, con objeto de determinar la velocidad relativa de ambas fases.

Una vez alcanzado el régimen estacionario se ajustaba la posición del sifón de salida del líquido, para asegurar que el tubo colector quedase totalmente lleno de líquido y así evitar errores finales, es decir, los debidos a la absorción que se verificaría al aumentar la superficie interfacial gas-líquido en las paredes internas del tubo colector, si estuviera lleno solamente parte de éste.

En todos los experimentos se tomaban dos muestras del líquido de salida. Generalmente se dejaban transcurrir unos 15 minutos antes de proceder a la primera toma de muestras y lectura simultánea de caudales, presiones y temperaturas. Antes de repetir la toma de muestras se dejaban transcurrir 10 minutos. Se desecharon todos los experimentos en los que las dos tomas de muestras sucesivas diferían en más del 2% de concentración del soluto.

En cada experimento se midieron las siguientes magnitudes:

- q_L caudal volumétrico del líquido a la entrada.
- t_{L2} temperatura del líquido a la entrada.
- t_{L1} temperatura del líquido a la salida.
- q_a caudal volumétrico de aire a la entrada.
- q_s caudal volumétrico de soluto a la entrada.
- t_{G1} temperatura del gas a la entrada.
- t_{G2} temperatura del gas a la salida.
- p_1 presión absoluta del gas a la entrada.
- p_2 presión absoluta del gas a la salida.

También se medía la presión atmosférica y los caudales gaseosos, tan to del aire como del soluto, se corrigieron siempre a las condiciones medias de presión y temperatura reinantes en el interior de la columna.

Debido a la superficie interfacial relativamente pequeña del conjunto de esferas y cilindros, las diferencias entre las temperaturas de en trada y salida, tanto del gas como del líquido, resultaban lo suficientemente reducidas para permitir el empleo de valores medios de las mismas en los cálculos.

A partir de los datos medidos se calculaba la fracción molar de solu to en el gas que entraba en la columna y con ella y la presión media en la columna, la presión parcial del soluto en el mismo, p_1 .

Por análisis, se determinaba la concentración de soluto en el líquido de salida C_1 . A partir de esta concentración y del caudal de líquido utilizado, mediante balance de soluto, se calculaba el caudal de soluto en el gas de salida y su fracción molar y presión parcial en el mismo, p_2 .

Para el cálculo del coeficiente global de transferencia de materia referido a la fase gaseosa, K_G , podía escribirse:

$$K_G = \frac{N_A}{\Delta P_{m1}} \quad (4.1)$$

La densidad de flujo a través de la superficie interfacial, N_A , se cal culaba teniendo en cuenta que en todos los experimentos el líquido emplea do como disolvente no contenía soluto disuelto, es decir:

$$N_A = \frac{q_L C_1}{A} \quad (4.2)$$

Como superficie interfacial A, para los distintos tamaños de esferas utilizados se tomó la deducida experimentalmente para cada caudal de líquido por Costa, Costa y Mijarra (51).

La media logarítmica de la fuerza impulsora, ΔP_{ml} , sería

$$\Delta P_{ml} = \frac{(p - p_e)_1 - (p - p_e)_2}{\ln \frac{(p - p_e)_1}{(p - p_e)_2}} \quad (4.3)$$

en la que p_e representa la presión del soluto en un gas en equilibrio con el líquido de concentración C, a cada presión y temperatura. En los dos sistemas utilizados, la presión de equilibrio p_{e2} en la parte superior de la columna era nula, ya que siempre se introdujo líquido exento de amoníaco. Para el sistema NH_3 -aire- SO_4H_2 3N, también se tomó como ce ro la presión de equilibrio p_{e1} en la base de la columna. En efecto, la reacción que se verifica entre el amoníaco y el ácido sulfúrico, en exceso, para dar sulfato amónico es irreversible y rápida, por lo que será prácticamente nula la concentración de amoníaco, como tal en el líquido de salida y, por ello, también p_{e1} . La expresión (4.3) se podía, pues, simplificar para el sistema indicado a:

$$\Delta p_{ml} = \frac{p_1 - p_2}{\ln \frac{p_1}{p_2}} \quad (4.4)$$

En el caso del sistema NH_3 -aire- H_2O , se tomaron de la bibliografía (52) los datos de equilibrio p_{e1} a fin de aplicar la ecuación (4.3).

El coeficiente individual de transferencia de materia referido a la fase gaseosa k_G , coincidía con el global K_G en el caso del sistema NH_3 -aire- SO_4H_2 3N, por no haber resistencia en la fase líquida. El sistema NH_3 -aire- H_2O , k_G se calculó mediante la expresión

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{H}{k_L} \quad (4.5)$$

utilizándose la ecuación de Costa, Costa y Mijarra (2) para calcular el coeficiente individual de transferencia de materia referido a la fase líquida, k_L .

La velocidad del gas V, se expresó siempre como velocidad relativa

respecto al líquido; en el caso de experimentos en contracorriente, la velocidad relativa vendría dada por la igualdad:

$$V = V_G + V_L \quad (4.6)$$

y en el caso de experimentos en paralelo, por la expresión:

$$V = V_G - V_L \quad (4.7)$$

en las que V_G representa la velocidad absoluta del gas a través de la columna, descontando el espacio ocupado por las esferas y cilindros y el líquido, y V_L , la velocidad del líquido calculada mediante la ecuación que se obtiene al representar, para un mismo caudal de mojado, las dos series de experimentos en contracorriente y en paralelo.

Los datos de viscosidad, densidad y tensión superficial del agua, así como los correspondientes a la disolución acuosa de SO_4H_2 3N se tomaron de la bibliografía (53), (54).

4.2. INSTALACION PILOTO

Al iniciar un experimento, se empezaba por poner en marcha el ventilador y manteniendo un caudal pequeño de aire a través de la columna, se abría la válvula del agua; de esta manera la columna funcionaba bien y se evitaban posibles inundaciones del circuito de gas. A continuación se incrementaba el caudal de agua durante unos minutos para asegurar el completo mojado de todo el relleno. Finalmente se abría la válvula del amoníaco y se ajustaban los caudales deseados de ambas fases, midiéndose en ellas las mismas variables que en la columna de laboratorio y, además, la altura de relleno utilizada H .

Para cada experimento se calculó el coeficiente global volumétrico de transferencia de materia, $K_G a$, mediante la ecuación

$$K_G a = \frac{G_M/S}{HP} N_{GT} \quad (4.8)$$

pues se operó siempre con mezclas diluidas NH_3 -aire (7,5%), cumpliéndose en ellas la ley de Henry.

Se evaluó el número de unidades de transferencia N_{GT} , mediante la ex

presión:

$$N_{GT} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y_e} = \frac{Y_1 - Y_2}{(Y - Y_e)_{ml}} \quad (4.9)$$

Con ello de (4.8) y (4.9) resulta

$$K_G^a = \frac{G_M (Y_1 - Y_2)}{SHP (Y - Y_e)_{ml}} \quad (4.10)$$

En mezclas diluidas las razones molares equivalen a las fracciones molares y la densidad molar de la mezcla, a la del agua; realizando un balance de soluto entre la base y la parte superior de la columna, se tendría

$$G_M (Y_1 - Y_2) = q_L (X_1 - X_2) = q_L (C_1 - C_2) \quad (4.11)$$

con lo que la (4.10) se reduce a

$$K_G^a = \frac{q_L C_1}{SHAP_{ml}} \quad (4.12)$$

ya que por entrar el agua exenta de amoníaco $C_2 = 0$.

El coeficiente individual volumétrico k_G^a , se calculó mediante la expresión

$$\frac{1}{K_G^a} = \frac{1}{k_G^a} + \frac{H_e}{k_L^a} \quad (4.13)$$

utilizándose la ecuación de Costa y Costa (3) para calcular el coeficiente individual volumétrico referido a la fase líquida, k_L^a .

5. RESULTADOS Y DISCUSION DE LOS MISMOS

5.1. INSTALACION DE LABORATORIO

Se investigó en esta instalación, en primer lugar, la influencia del tamaño de los elementos de la columna (esferas y cilindros), así como también la influencia del número de éstos con objeto de evaluar los efectos finales, en caso de que existan. A continuación se realizaron varias series de experimentos variando el caudal de mojado y la velocidad absoluta del gas para determinar la influencia de estas dos magnitudes sobre el coeficiente de transferencia de materia individual a través de la fase gaseosa, k_G .

Los métodos de cálculo del área interfacial y del espesor de la película (necesario este último para evaluar correctamente la sección de paso libre para el gas) se describen en los Apéndices y han sido publicados en un trabajo previo (51).

Se trabajó con dos sistemas: absorción de NH_3 en SO_4H_2 3N y absorción de NH_3 en agua, usando aire como gas portador en ambos casos.

5.1.1. Absorción de NH_3 en disoluciones de ácido sulfúrico

Este sistema se escogió al objeto de anular la resistencia ofrecida por la fase líquida a la transferencia de materia, con lo cual el coeficiente global de transferencia de materia determinado experimentalmente coincidiría con el coeficiente individual de la fase gaseosa. Experimentos previos indicaron que esto se conseguía cuando la concentración de ácido sulfúrico era 3N o superior, de acuerdo con lo indicado en la bibliografía (55).

Al objeto de evitar la influencia del factor de impulsión, por otra parte muy pequeña en la mayor parte de los casos prácticos, todos los

experimentos se realizaron con una concentración de amoniaco en el aire del 3% en volumen; esto permitía además, aproximar el comportamiento de la columna a un proceso de absorción diferencial, con la mayor precisión en el cálculo del coeficiente de transferencia de materia que esto significa, evitándose también un aumento excesivo de la temperatura del líquido.

Se trabajó con columnas de esferas y cilindros de 11, 15 y 21 mm respectivamente y con el primer tamaño se utilizaron columnas de 10, 15 y 20 esferas, con objeto de determinar la influencia de los factores geométricos.

Para determinar la velocidad superficial del líquido, con objeto de calcular la velocidad relativa del gas con respecto al líquido, se realizaron experimentos en contracorriente y en paralelo en todas las series.

Aunque se procuró mantener la temperatura lo más próxima posible a 20°C, el elevado efecto térmico de la absorción impidió que todos los experimentos se realizasen a la misma temperatura, por lo que los coeficientes de transferencia de materia, k_G , calculados se redujeron a 20°C mediante la ecuación:

$$\frac{k_{G1}}{k_{G2}} = \left[\frac{T_2}{T_1} \right]^{0,56} \quad (5.1)$$

determinada previamente en uestros laboratorios, (12).

Con las esferas de 11 mm se utilizaron tres caudales de mojado, L_m : 0,196; 0,319 y 0,460 m³/(hr)(m), con los restantes tamaños, 15 y 21 mm, sólo se utilizó el caudal más pequeño.

Para cada caudal de mojado se variaba la velocidad absoluta del gas entre 0,5-3,0 m/sg que es el intervalo de valores generalmente empleado en la práctica.

Los resultados experimentales obtenidos con este sistema se encuentran en las tablas 5.1, 5.2, 5.3, 5.4 y 5.5.

5.1.2. Interpretación de los resultados

i) Influencia del número de elementos de la columna

En la figura 5.1 se ha representado el coeficiente individual de transferencia de materia correspondiente a la fase gaseosa, k_G , moles $\text{kg}/(\text{hr})(\text{m}^2)(\text{atm})$, frente a la velocidad absoluta del gas, v_G m/sg, en coordenadas logarítmicas correspondientes a los experimentos A-1 a A-6; A-68 a A-73 y A-74 a A-79 todas ellos realizados con el mismo caudal de mojado, $L_m = 0,196 \text{ m}^3/(\text{hr})(\text{m})$, y en contracorriente. Como se observa todos los puntos experimentales quedan alineados en una única recta, dado que en ellas se han empleado columnas de distinto número de esferas: 20, 15 y 10 respectivamente, este resultado indica que la columna de laboratorio no presenta efectos finales, lo que pone de manifiesto su idoneidad, ya señalada, para el estudio experimental de los procesos de transferencia de materia.

ii) Determinación de la velocidad superficial del líquido

En las figuras 5.2, 5.3, 5.4, 5.5 y 5.6 se han representado de la misma forma que en la figura 5.1 los experimentos realizados en contracorriente y en paralelo, para cada caudal de mojado y cada tamaño de esferas. Los puntos experimentales quedan alineados en dos rectas según se trate de circulación en contracorriente o en paralelo; es evidente que esta diferencia será debida a la distinta velocidad relativa del gas con respecto al líquido en uno y otro caso y que si la representación se hubiese hecho frente a esta última en vez de frente a la velocidad absoluta del gas, todos los puntos experimentales habrían quedado alineados en una sola recta.

Lógicamente en los experimentos en contracorriente la velocidad relativa será la suma de la velocidad absoluta del gas y la velocidad del líquido en la interfase (que hemos llamado velocidad superficial del líquido), mientras que en los experimentos en paralelo será la diferencia. Dada la gran diferencia de viscosidad entre un gas y un líquido es de esperar que la velocidad superficial del líquido no sea afectada apreciablemente por el régimen de circulación del gas, por debajo del punto de anegamiento, por tanto, puede admitirse que la distancia horizontal entre estas dos rectas representa el doble de la velocidad superficial del

líquido, que deberá ser constante para todos los valores de k_G . Puede observarse en las figuras indicadas que esta constancia se cumple de manera muy aproximada, aunque se ha utilizado la horizontal correspondiente a $k_G = 3,0 \frac{\text{moles kg}}{\text{hr m}^2 \text{ atm}}$ para su determinación dada la mayor amplitud de la escala en esta zona (56).

Los valores obtenidos para cada serie de experimentos, es decir, en función del tamaño de las esferas y del caudal de mojado del líquido se indican en la tabla 5.6:

TABLA 5.6

Tamaño de esferas	L_m	V_L
<u>mm</u>	<u>$\text{m}^3 / (\text{hr}) (\text{m})$</u>	<u>m/seg</u>
11	0,196	0,150
11	0,319	0,205
11	0,460	0,270
15	0,195	0,150
21	0,195	0,150

Cómo se observa la velocidad superficial del líquido ha resultado independiente del tamaño de las esferas y función del caudal de mojado.

iii) Influencia de la velocidad relativa del gas

En la tabla 5.7 se encuentran los valores del coeficiente de transferencia de materia, k_G , y de la velocidad relativa del gas, calculados mediante los datos de la tabla 5.6, para todos los experimentos realizados con este sistema, que se han representado, de la misma forma que en la figura 5.1, en la figura 5.7.

Como se observa todos los puntos experimentales caen bien alineados en una recta única, lo cual significa que el coeficiente de transferencia de materia, k_G , es independiente del tamaño de las esferas, del caudal de mojado del líquido y función de la velocidad relativa del gas de acuerdo con la relación

$$k_G = 3,35 V^{0,671} \quad (5.2)$$

determinada a partir de la figura 5.7.

5.1.3. Absorción de NH_3 en agua

En este sistema tanto la fase líquida como la fase gaseosa ofrecen resistencia a la transferencia de materia, aunque generalmente la resistencia opuesta por la fase gaseosa es superior a la de la fase líquida, debido a la gran solubilidad del amoníaco en agua. Esto significa que la determinación experimental conducirá al coeficiente global de transferencia de materia y que será preciso utilizar una ecuación adecuada para el cálculo del coeficiente individual de la fase líquida con objeto de determinar el coeficiente individual de la fase gaseosa.

Con este objeto, se ha utilizado la correlación establecida en nuestro Departamento en una investigación previa, (2):

$$\left(\frac{k_L h}{D_L} \right) = 0,325 \left(\frac{4 L_m}{v_L} \right)^{0,50} \left(\frac{v_L}{L} \right)^{0,50} \left(\frac{h^3 g}{v_L} \right)^{0,29} \left(\frac{v_L^2 \rho_L}{h \sigma_L} \right)^{0,21} \quad (5.3)$$

Este sistema se seleccionó con el doble propósito de confirmar y generalizar los resultados obtenidos con el sistema anterior y por ser el más adecuado para la experimentación posterior en la instalación planta piloto, dado el bajo coste de los reactivos empleados.

Por las mismas razones indicadas anteriormente todos los experimentos se realizaron con una concentración de amoníaco en el aire del 3% en volumen.

Se trabajó con columnas de esferas y cilindros de 11, 15 y 21 mm respectivamente; y en cada serie (es decir, para cada caudal de mojado y cada tamaño de esferas) se realizaron experimentos en contracorriente y en paralelo, variando la velocidad absoluta del gas.

Con las esferas de 11 mm se utilizaron tres caudales de mojado: 0,195, 0,262 y 0,335 $\text{m}^3/(\text{hr})(\text{m})$; y con las esferas de 15 y 21 mm se trabajó con un solo caudal de mojado: 0,168 y 0,126 $\text{m}^3/(\text{hr})(\text{m})$ respectivamente.

Los resultados experimentales para este sistema se encuentran en las tablas 5.8, 5.9 y 5.10.

5.1.4. Interpretación de los resultados

i) Determinación de la velocidad superficial del líquido y correlación de la misma con las variables de que depende

En las figuras 5.8, 5.9, 5.10, 5.11 y 5.12 se han representado de la misma forma que en las figuras 5.2 a 5.6 los experimentos realizados en contracorriente y en paralelo para cada caudal de mojado y cada tamaño de esferas. Los puntos experimentales quedan, al igual que antes, alineados en dos rectas según se trate de circulación en contracorriente o en paralelo.

Los valores obtenidos para la velocidad superficial del líquido, de la misma forma que en el sistema anterior, se indican en la tabla 5.11:

TABLA 5.11

Tamaño de esferas	L_m	V_L
<u>mm</u>	<u>$m^3 / (hr) (m)$</u>	<u>m/seg</u>
11	0,195	0,175
11	0,262	0,210
11	0,335	0,250
15	0,168	0,165
21	0,126	0,145

Como era de esperar, se observa comparando las tablas 5.6 y 5.11 que la velocidad superficial del líquido no es únicamente función del caudal de mojado, sino que lógicamente debe depender también de otras propiedades físicas del líquido. En principio cabe esperar que V_L sea función de las siguientes variables

$$V_L = f(L_m, \mu, \rho, \sigma) \quad (5.4)$$

dado que los resultados de la tabla 5.6 indican que es independiente del tamaño de las esferas, y puesto que se trata de la velocidad en la interfase, es lógico pensar que venga afectada, en alguna forma, por el estado energético de la interfase representado por la tensión superficial σ .

Mediante análisis dimensional, la ecuación (5.4) queda en la forma

$$\frac{V_L \mu_L}{\sigma_L} = \phi \left[\frac{4 L_m \rho_L}{\mu_L} \right] \quad (5.5)$$

En la tabla 5.12 se ha calculado el valor de estos dos módulos adimensionales para las distintas series de experimentos realizados con am bos sistemas y con objeto de comprobar si ϕ es una función potencial, se ha representado el módulo $V_L \mu / \sigma$ frente al número de Reynolds en coor denadas logarítmicas en la figura 5.13; como se observa, los puntos ex perimentales quedan aceptablemente alineados en una recta de pendiente 1 de la que se deduce la siguiente relación

$$\frac{V_L \mu_L}{\sigma_L} = 3,0 \cdot 10^{-9} \left[\frac{4 L_m \rho_L}{\mu_L} \right] \quad (5.6)$$

sin embargo, representando, V_L m/seg, frente a $\frac{L_m}{\mu} \frac{m^3}{k_G}$, figura 5.14, la concordancia entre los resultados de ambos sistemas es perfecta, obteniéndose la relación dimensional:

$$V_L = 2 \frac{L_m}{L} + 0,06 \quad (5.7)$$

válida para el intervalo de caudales de mojado utilizados.

Es indudable, a partir de estos resultados, la validez de la ecuación (5.7) para el cálculo de la velocidad superficial del líquido siempre que éste sea agua o disoluciones acuosas diluidas; mientras que la ecua ción (5.6) sería adecuada para cualquier líquido, aunque su estableci- miento definitivo obligaría a plantear una investigación en que se modi ficasen de manera mucho más intensa el valor de las propiedades físicas del líquido: σ, μ , y ρ .

La velocidad superficial teórica para una película laminar que descien de por una pared plana vertical viene dada, como se vio en la introduc- ción de esta memoria, por la ecuación (2.32):

$$V_L = \left[\frac{9g L_m^2 \rho}{8\mu} \right]^{1/3} \quad (2.32)$$

si se representan los valores de la velocidad del líquido obtenidos an teriormente frente a $L_m^2 \rho / \mu$, en coordenadas logarítmicas, figura 5.15, se obtiene una recta de pendiente 1/3 que coincide con lo previsto por la ecuación teórica (2.32) representada también en la misma figura, sin

embargo como se observa la velocidad superficial del líquido determinada experimentalmente es más pequeña representando aproximadamente el 50% del valor teórico. Este resultado se explica teniendo en cuenta dos circunstancias: muy frecuentemente el líquido desciende por el relleno con un cierto ángulo de inclinación con respecto a la vertical y por otra parte los continuos cambios de dirección que experimenta contribuyen también a disminuir la velocidad superficial del mismo.

ii) *Influencia de la velocidad relativa del gas y correlación del coeficiente de transferencia de materia, k_G , con las variables de que depende*

En la tabla 5.13 se dan los valores del coeficiente de transferencia de materia, k_G , y los de la velocidad relativa del gas calculados mediante los datos del apartado anterior. Al igual que en la figura 5.7 para la absorción de NH_3 en SO_4H_2 3N todos los puntos experimentales quedan bien alineados en una recta única, figura 5.16, de ecuación:

$$k_G = 3,33 V^{0,665} \quad (5.8)$$

Como se observa las ecuaciones (5.2) y (5.8) coinciden prácticamente, es decir, al representar el coeficiente individual de transferencia de materia de la fase gaseosa frente a la velocidad relativa del gas con respecto a la superficie del líquido en coordenadas logarítmicas, todos los puntos experimentales correspondientes a ambos sistemas coinciden en una única recta cuya ecuación es:

$$k_G = 3,34 V^{2/3} \quad (5.9)$$

con k_G en moles $\text{kg}/(\text{hr})(\text{m}^2)(\text{atm})$ y V en m/seg .

Es importante señalar que la ecuación (5.9) se ha obtenido usando tres tamaños distintos de relleno en la instalación de laboratorio, esferas de 11, 15 y 21 mm, parece evidente, por tanto, que el coeficiente de transferencia de materia k_G no depende de éste, lo cual significa que el módulo adimensional de Reynolds en el que habrá de intervenir un diámetro equivalente no es adecuado para correlacionar los datos de transferencia de materia a través de la fase gaseosa en el intervalo de cau-

dales de gas y de líquido empleados.

Un resultado semejante fue obtenido por Lyuch y Wilke en su trabajo de evaporación de agua en distintos gases, (17). Estos autores proponen correlacionar los valores de k_G en función de las fuerzas de inercia por unidad de volumen de la corriente gaseosa, ρV^2 , en vez de en función del número adimensional de Reynolds. Esto puede explicarse teniendo en cuenta que en el flujo externo de un fluido sobre un sólido la resistencia a los fenómenos de transporte entre el fluido y el sólido se encuentra localizada en las proximidades del punto de estancamiento y en la zona de remolinos de la estela provocada por el sólido, el espesor de estas regiones está directamente relacionado con la pérdida de cantidad de movimiento de la corriente gaseosa, como demuestra la medida de la caída de presión (tubo de pitot); es de esperar, por tanto, que los dos fenómenos: transporte de cantidad de movimiento y transferencia de materia sean función de las mismas propiedades de la corriente fluida, particularmente en los gases en los que las difusividades de materia y de cantidad de movimiento son de magnitud similar. En efecto, en las columnas de relleno, la caída de presión del gas a través de la misma (57), depende explícitamente del término ρV^2 , mientras que el coeficiente de rozamiento se hace independiente del módulo de Reynolds para valores de éste relativamente altos, que son los empleados más generalmente en la práctica.

Transformando la ecuación (5.9) al objeto de introducir en ella las fuerzas de inercia por unidad de volumen de la corriente fluida se obtiene

$$k_G = \frac{3.34}{\rho_G^{1/3}} \left[\rho_G V^2 \right]^{1/3} \quad (5.10)$$

y teniendo en cuenta que todos los datos están referidos a 20°C y 1 atm:

$$k_G = 3.15 \left[\rho_G V^2 \right]^{1/3} \quad (5.11)$$

con ρ_G en kg/m^3 y k_G y V en las mismas unidades anteriores.

Si se tiene en cuenta que las correlaciones presentadas hasta el momento para el cálculo de k_G son de la forma

$$\frac{k_G RTd}{D_G} = \alpha \left[\frac{v \rho_G d}{\mu_G} \right]^A \left[\frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \right]^B \left[\frac{P}{P_{Bml}} \right]^C \quad (5.12)$$

o la equivalencia

$$\frac{k_G RT}{v} = \alpha \left[\frac{v \rho_G d}{\mu_G} \right]^{A-1} \left[\frac{G}{\rho_G D_G} \right]^{A-2} \left[\frac{P}{P_{Bml}} \right]^C \quad (5.13)$$

que de acuerdo con el estudio bibliográfico realizado en la introducción los valores de B y de C más aceptables hasta el momento son 0,5 y 1 respectivamente, y que los resultados experimentales obtenidos en esta investigación aconsejan sustituir el módulo de Reynolds por las fuerzas de inercia por unidad de volumen de la corriente gaseosa, la ecuación (5.11) podrá expresarse en la forma:

$$\frac{k_G RT}{v} = 100 \left[\rho_G v^2 \right]^{-1/6} \left[\frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \right]^{-1/2} \frac{P}{P_{Bml}} \quad (5.14)$$

ecuación dimensional en la que ρv^2 está expresado en $\text{kg}/(\text{m})(\text{seg}^2)$, siendo los restantes grupos adimensionales, y que resume los resultados del estudio bibliográfico y de la investigación realizada en la instalación de laboratorio.

5.2. INSTALACION PLANTA PILOTO

En esta instalación se trabajó exclusivamente con el sistema aire-amoniaco-agua, dado que los elevados caudales de líquido empleados y los materiales de construcción de la instalación hacían prohibitivo por su coste el empleo de disoluciones concentradas de ácido sulfúrico. Como relleno se emplearon anillos Raschig cerámicos de tres tamaños distintos 25, 35 y 50 mm y se modificaron las variables: altura de relleno, velocidad del gas y caudal de mojado del líquido.

Para el cálculo del coeficiente individual volumétrico y transferencia de materia de la fase gaseosa, $k_G a$, se utilizó la ecuación de Costa y Costa para estimar el correspondiente a la fase líquida, (3):

$$\frac{k_L a h}{D_L a_s} = 2,2 \left[\frac{4 L/S}{a_s v_L} \right]^{-0,75} \left[\frac{v_L}{D_L} \right]^{0,50} \left[\frac{h_g^2}{v_L^2} \right]^{0,42} \left[\frac{v_L^2 \rho_L}{h \sigma_L} \right]^{0,50} \left[\frac{h}{H} \right]^{0,50} \quad (5.15)$$

los resultados obtenidos se encuentran en las tablas 5.14, 5.15 y 5.16.

La velocidad relativa del gas con respecto a la superficie del líquido se ha calculado haciendo uso de la ecuación (5.7) deducida en la instalación de laboratorio.

5.2.1. Interpretación de los resultados

i) Influencia de la altura de relleno

En las figuras 5.17, 5.18 y 5.19 se han representado los valores del coeficiente individual volumétrico de transferencia de materia correspondiente a la fase gaseosa, $k_G a$, frente a la velocidad relativa del gas en coordenadas logarítmicas; puede observarse que en cada figura los puntos experimentales quedan alineados en tres rectas paralelas de pendiente $2/3$ correspondiente cada una de ellas a cada uno de los tres caudales de mojado empleados con cada relleno.

Sin embargo, el conjunto de puntos experimentales correspondientes a un tamaño de relleno y a un caudal de mojado que se encuentran alineados en una única recta se ha realizado con tres alturas distintas de relleno: 107, 83 y 63 cm, respectivamente. Puede deducirse, por tanto, que la altura de relleno no influye sobre el coeficiente $k_G a$ y, por tanto, que la instalación planta piloto no presenta efectos finales.

ii) Influencia de la velocidad relativa del gas

Como se ha indicado la pendiente de las líneas obtenidas en las figuras 5.17, 5.18 y 5.19 es de $2/3$, lo que significa que

$$k_G a \propto v^{2/3} \quad (5.16)$$

y dado que de acuerdo con la ecuación (5.9) obtenida en la instalación de laboratorio

$$k_G \propto v^{2/3} \quad (5.17)$$

se deduce que el área interfacial específica, a , es independiente de la velocidad relativa del gas como era de esperar, lo cual, por otra parte, confirma la ecuación para k_G deducida en la instalación de laboratorio.

iii) Influencia del caudal de mojado del líquido

En la figura 5.20 se han representado los valores del coeficiente $k_G a$ frente al caudal de mojado del líquido para una velocidad relativa del gas con respecto a la superficie del líquido de 1 m/seg, en coordenadas logarítmicas. Los tres puntos experimentales correspondientes a cada tamaño de relleno quedan alineados en una recta de pendiente 0,45, lo que significa que

$$k_G a \propto L_m^{0,45} \quad (5.18)$$

y puesto que de acuerdo con los resultados de la instalación de laboratorio, k_G es independiente de L_m , puede deducirse que

$$a \propto L_m^{0,45} \quad (5.19)$$

iv) Influencia del tamaño nominal del relleno

En la figura 5.21 se han representado los valores del coeficiente, $k_G a$, frente al tamaño nominal del relleno para una velocidad relativa del gas de 1 m/seg y para un caudal de mojado de $1 \text{ m}^3/(\text{hr})(\text{m})$, obteniéndose una recta de pendiente -0,25, es decir

$$k_G a \propto h^{-0,25} \quad (5.20)$$

v) Correlación del área interfacial efectiva

A partir de la figura 5.21 y de las ecuaciones (5.16), (5.18) y (5.20) se deduce la siguiente correlación:

$$k_G a = 450 h^{-0,25} v^{2/3} L_m^{0,45} \quad (5.21)$$

en la que h está expresado en cm, v en m/seg y L_m en $\text{m}^3/(\text{hr})(\text{m})$ y $k_G a$ moles $\text{kg}/(\text{hr})(\text{m}^3)(\text{atm})$; y utilizando la ecuación (5.9)

$$\frac{k_G a}{k_G} = a = 134 h^{-0,25} L_m^{0,45} \quad (5.22)$$

Como se ve en la figura 5.22 en la que se ha representado el área se

ca frente al tamaño nominal del relleno en coordenadas logarítmicas, es tas dos características de los anillos Raschig cerámicos utilizados pue den relacionarse mediante la ecuación:

$$a_s = 530 h^{-1,05} \quad (5.23)$$

que combinada con la ecuación (5.22) conduce a

$$\frac{a}{a_s} = 0,25 h^{0,80} L_m^{0,45} \quad (5.24)$$

esta ecuación permite evaluar la fracción de área seca efectiva para la transferencia de materia en la operación de absorción considerada.

De acuerdo con la ecuación (5.24) las únicas variables que influyen en la fracción de área seca efectiva son el tamaño nominal del relleno (obsérvese que aunque lógicamente el área interfacial efectiva aumenta al disminuir el tamaño del relleno, ecuación (5.22), la fracción de área seca efectiva aumenta al aumentar el tamaño del relleno) y el caudal de mojado del líquido, aunque lógicamente las propiedades físicas del líquido: densidad, viscosidad y tensión superficial también influirán sobre la fracción, a/a_s .

Si se compara la ecuación (5.24) con la (2.37) propuesta como resultado de una investigación exhaustiva sobre transferencia de materia en la fase líquida en nuestro Departamento, (44), se observan dos diferencias importantes: la influencia del caudal de mojado del líquido es mucho más intensa en la ecuación (5.24), exponente 0,45, mientras que en la (2.37) el exponente es 0,19; y la influencia de la altura de relleno nula en la ecuación (5.24), mientras que en la ecuación (2.37) aparece elevada al exponente -0,50. Por el contrario, dos coincidencias importantes son: que la fracción a/a_s , no es afectada por la velocidad del gas y que la influencia del tamaño nominal del relleno es

$$0,20 + 0,39 - 0,29 + 0,50 = 0,80$$

en la ecuación (2.37) y el exponente en la ecuación (2.24) es de 0,80.

En cuanto a la influencia del caudal de mojado del líquido es interesante señalar que el resultado de nuestra investigación coincide con

los obtenidos en los métodos físicos de medida del área mojada: (36), (37), lo cual es perfectamente lógico puesto que en un proceso de transferencia de materia controlado fundamentalmente por la resistencia opuesta por la fase gaseosa es de esperar que todo el área mojada sea efectiva aunque corresponda a bolsas de líquido casi estancadas o de circulación muy lenta.

Era lógico esperar por tanto, las diferencias señaladas anteriormente y estos resultados permiten llegar a la conclusión de que una correlación general para la función a/a_g no será útil ya que la influencia de las distintas variables dependerá del % de la resistencia total a la transferencia de materia que represente cada una de las dos fases implicadas y, por tanto, del valor de los coeficientes individuales de transferencia de materia.

El área interfacial efectiva será como máximo igual al área mojada en los procesos de transferencia de materia controlados por la fase gaseosa, e irá disminuyendo al dejar de ser efectivas las bolsas de líquido de circulación lenta a medida que la resistencia de la fase líquida vaya adquiriendo importancia; por otra parte, es evidente que la diferencia máxima entre los valores extremos de esta fracción debe estar relacionada de alguna forma con la retención de líquido en la columna, fundamentalmente con la retención estática definida en la introducción.

Por tanto, la ecuación (5.24) será útil exclusivamente para anillos Raschig, agua o disoluciones acuosas no muy concentradas como líquido y procesos de transferencia de materia en que la resistencia de la fase gaseosa sea dominante.

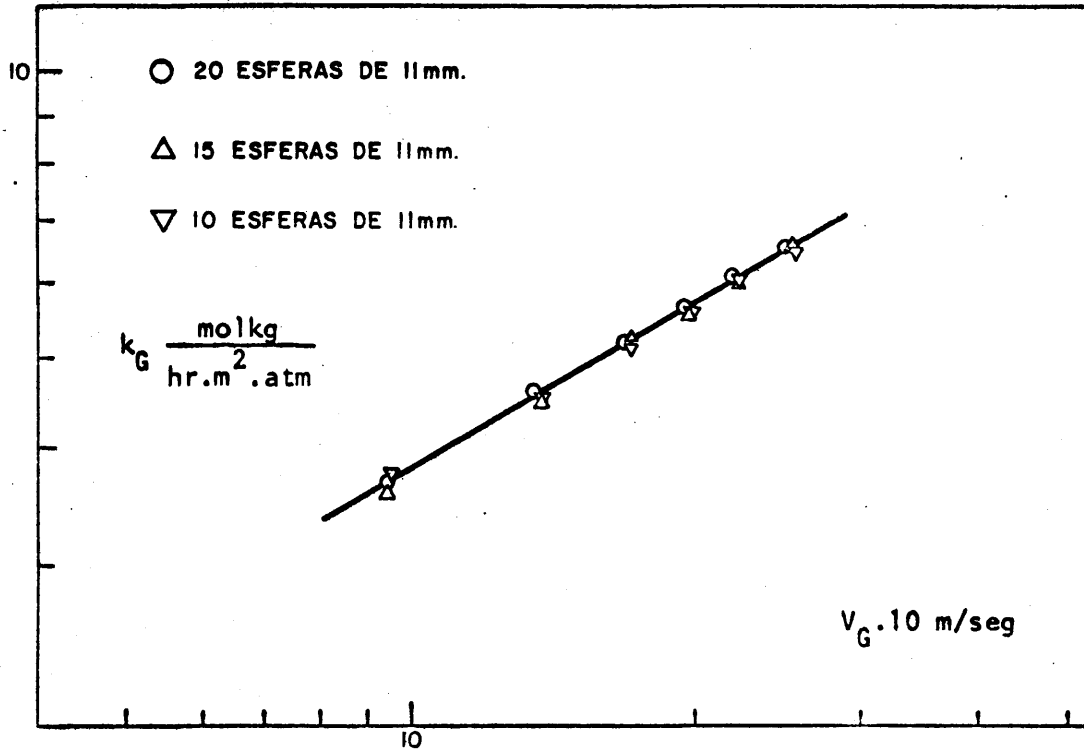


FIGURA 5.1

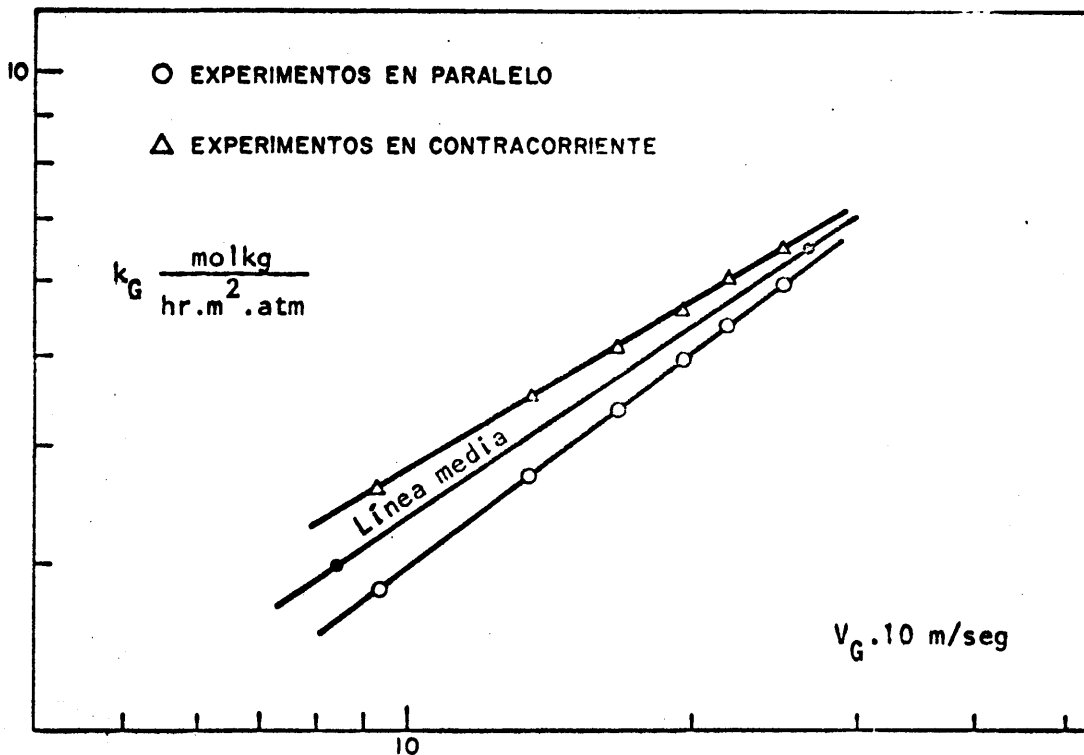


FIGURA 5.2

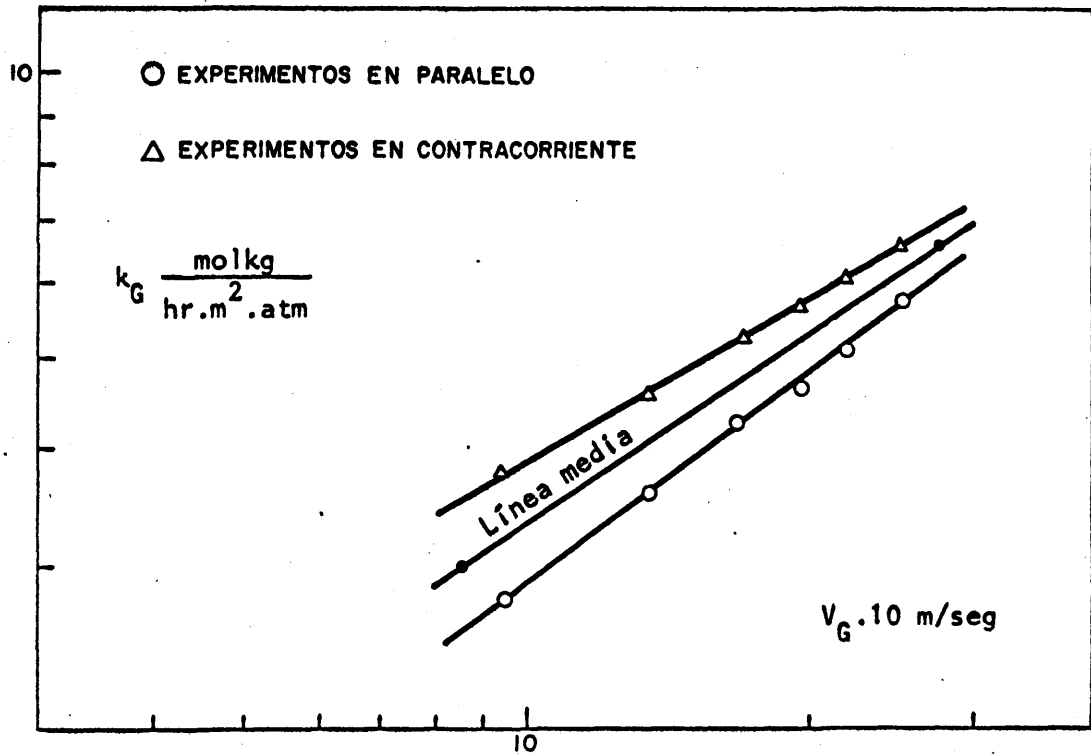


FIGURA 5.3

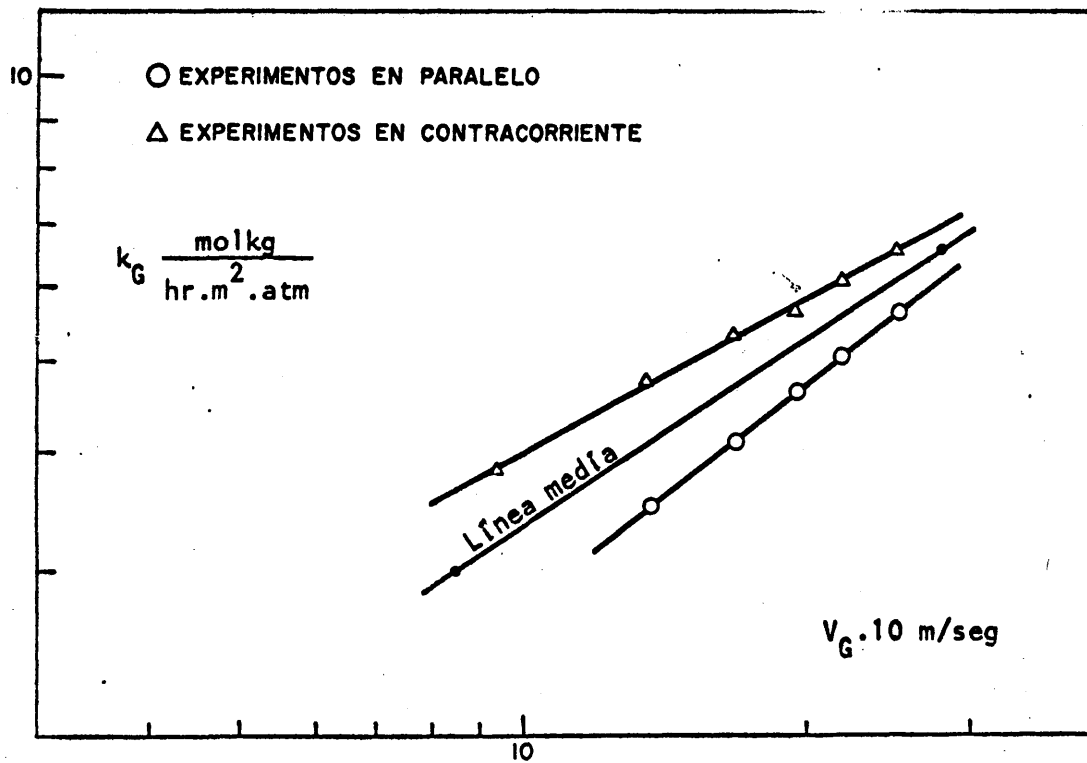


FIGURA 5.4

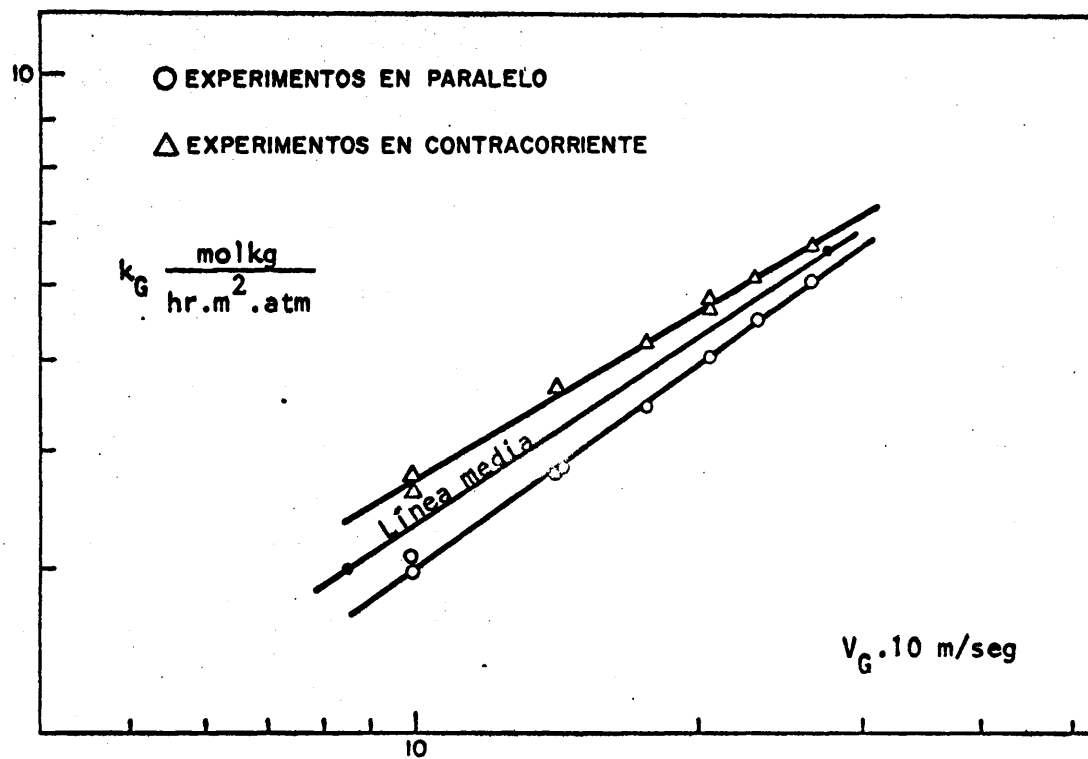


FIGURA 5.5

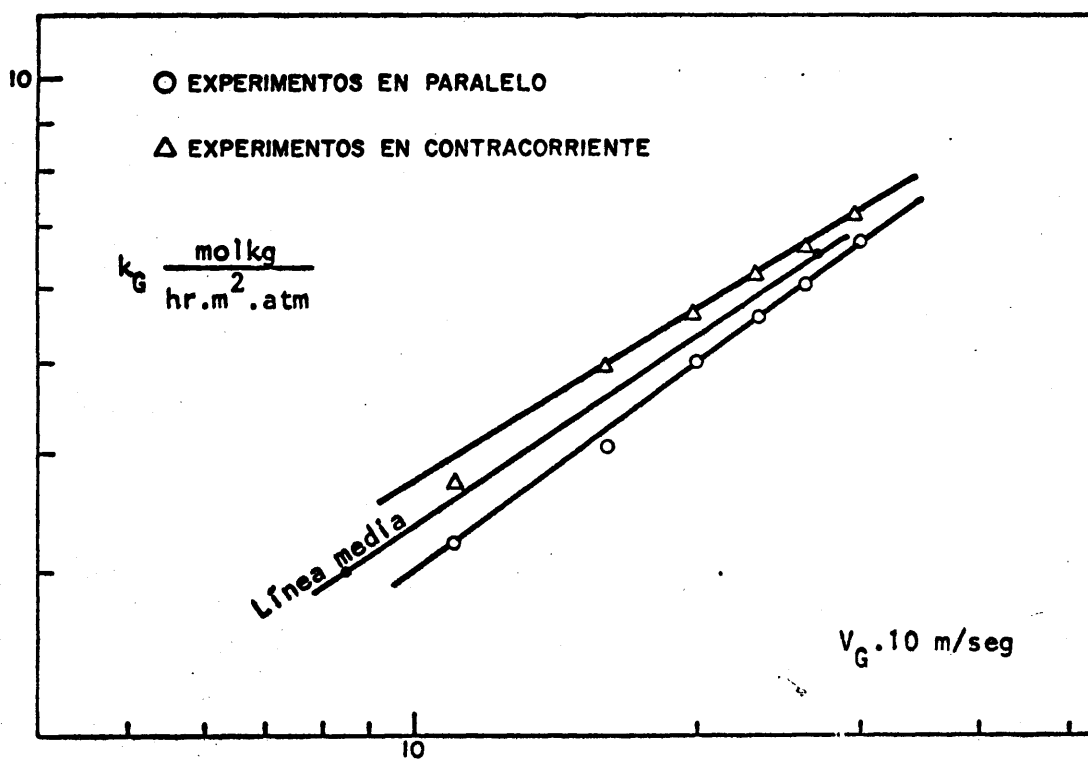


FIGURA 5.6

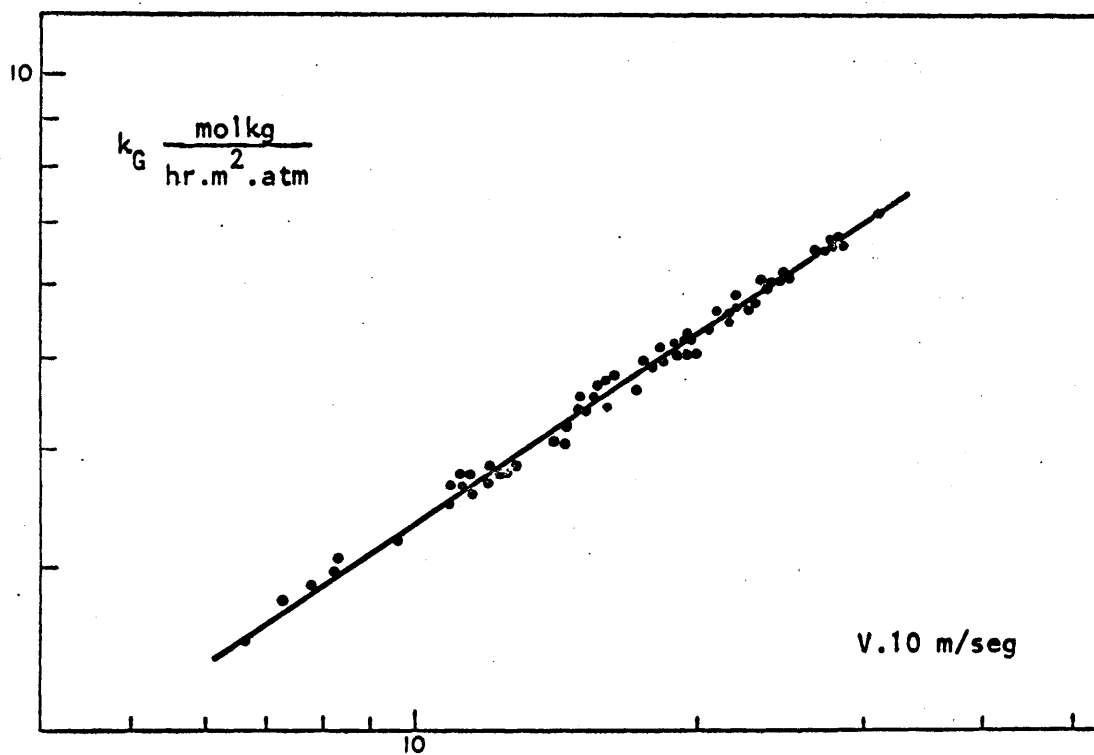


FIGURA 5.7

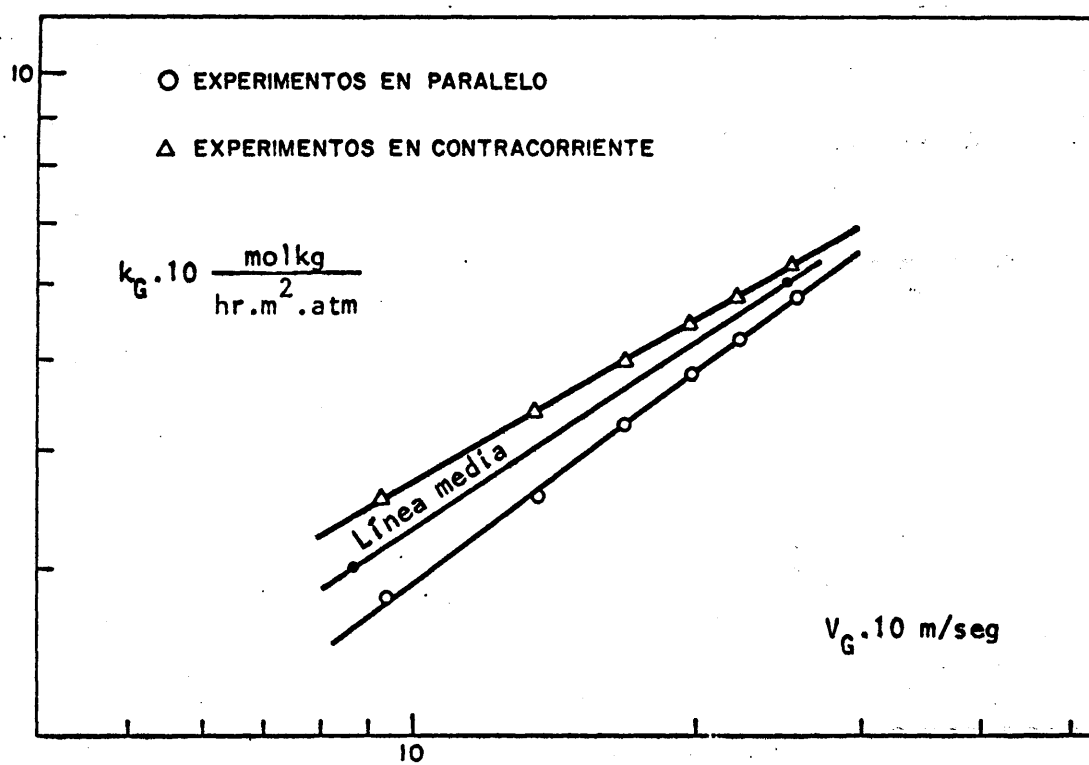


FIGURA 5.8

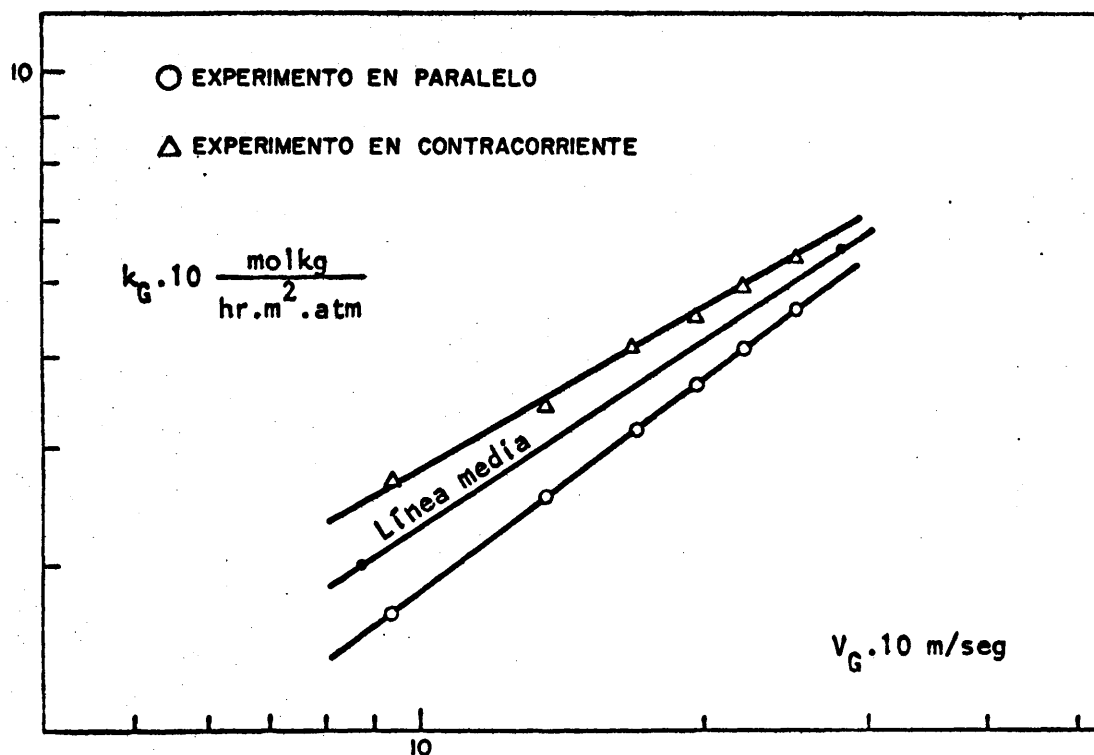


FIGURA 5.9

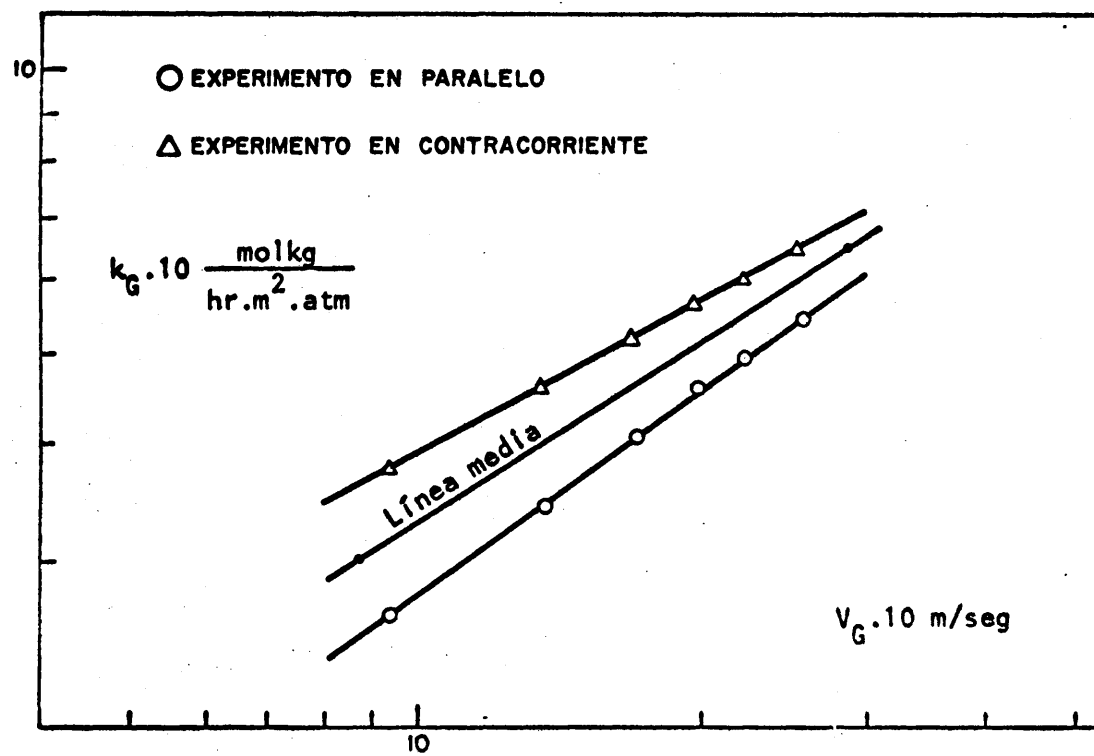


FIGURA 5.10

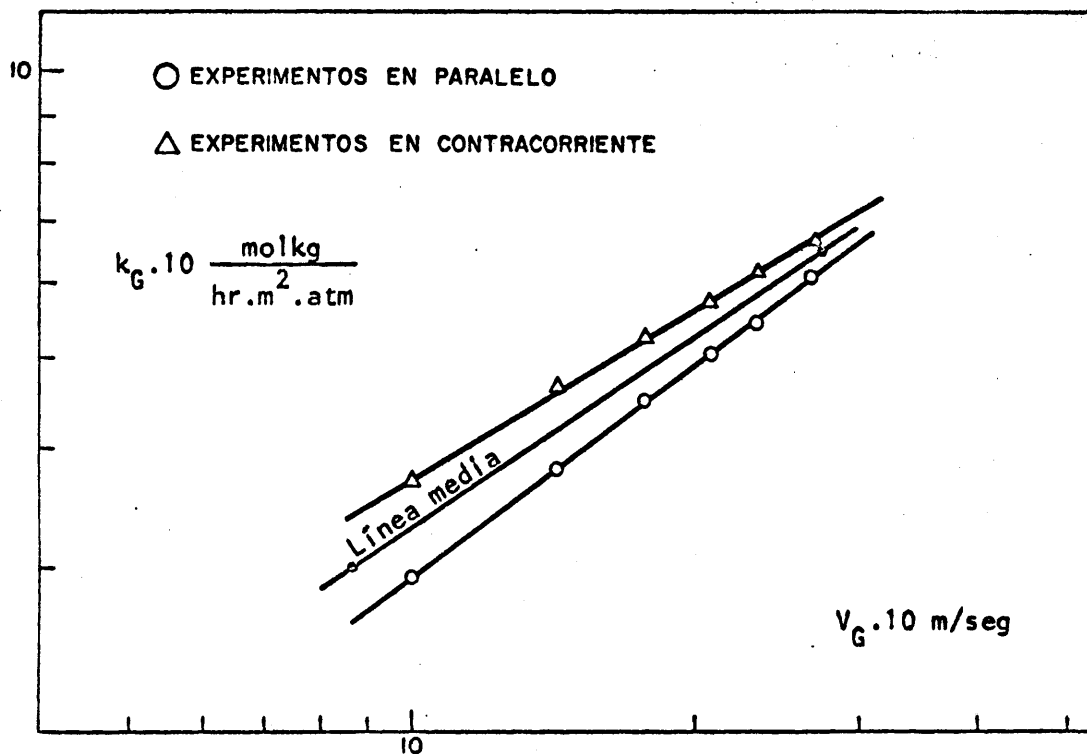


FIGURA 5.11

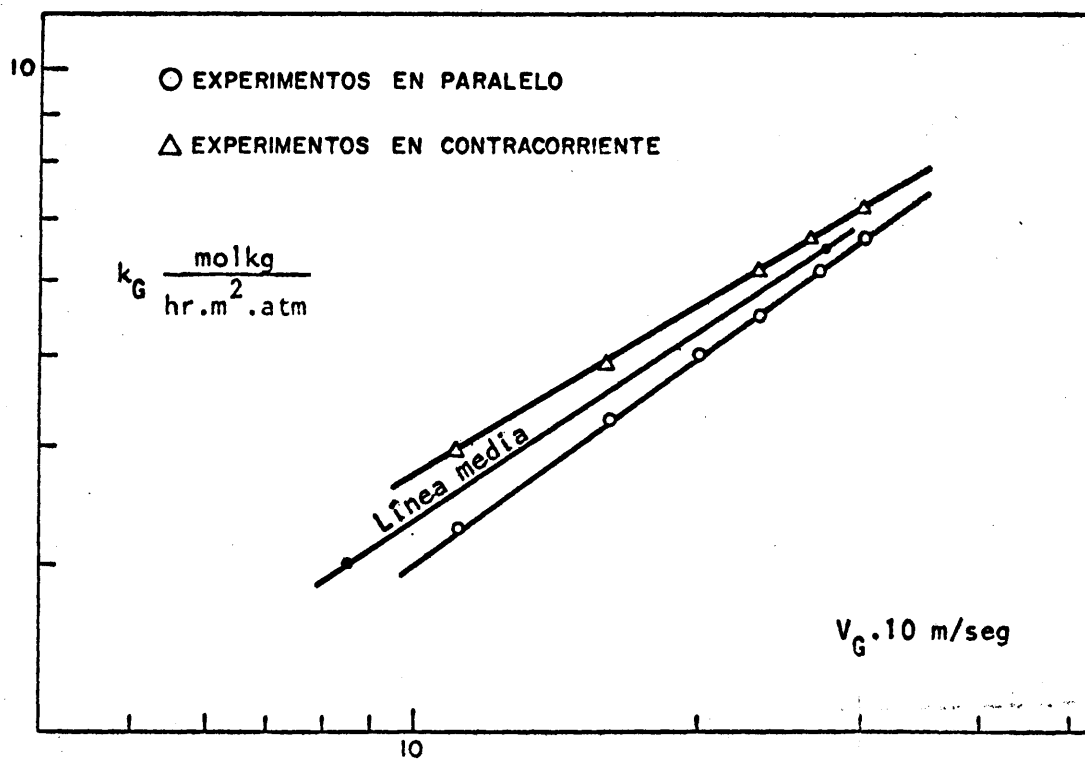


FIGURA 5.12

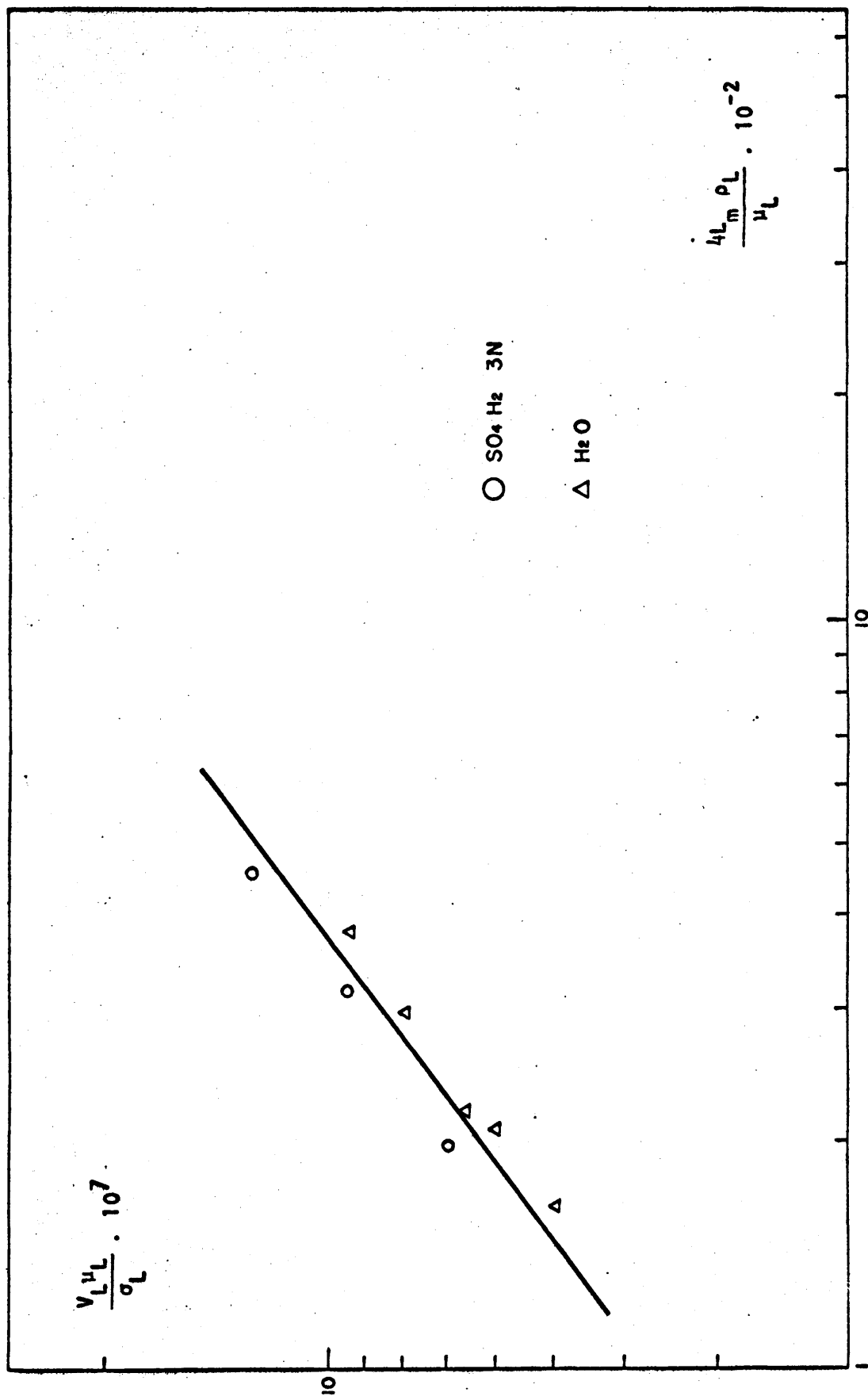


FIGURA 5.13

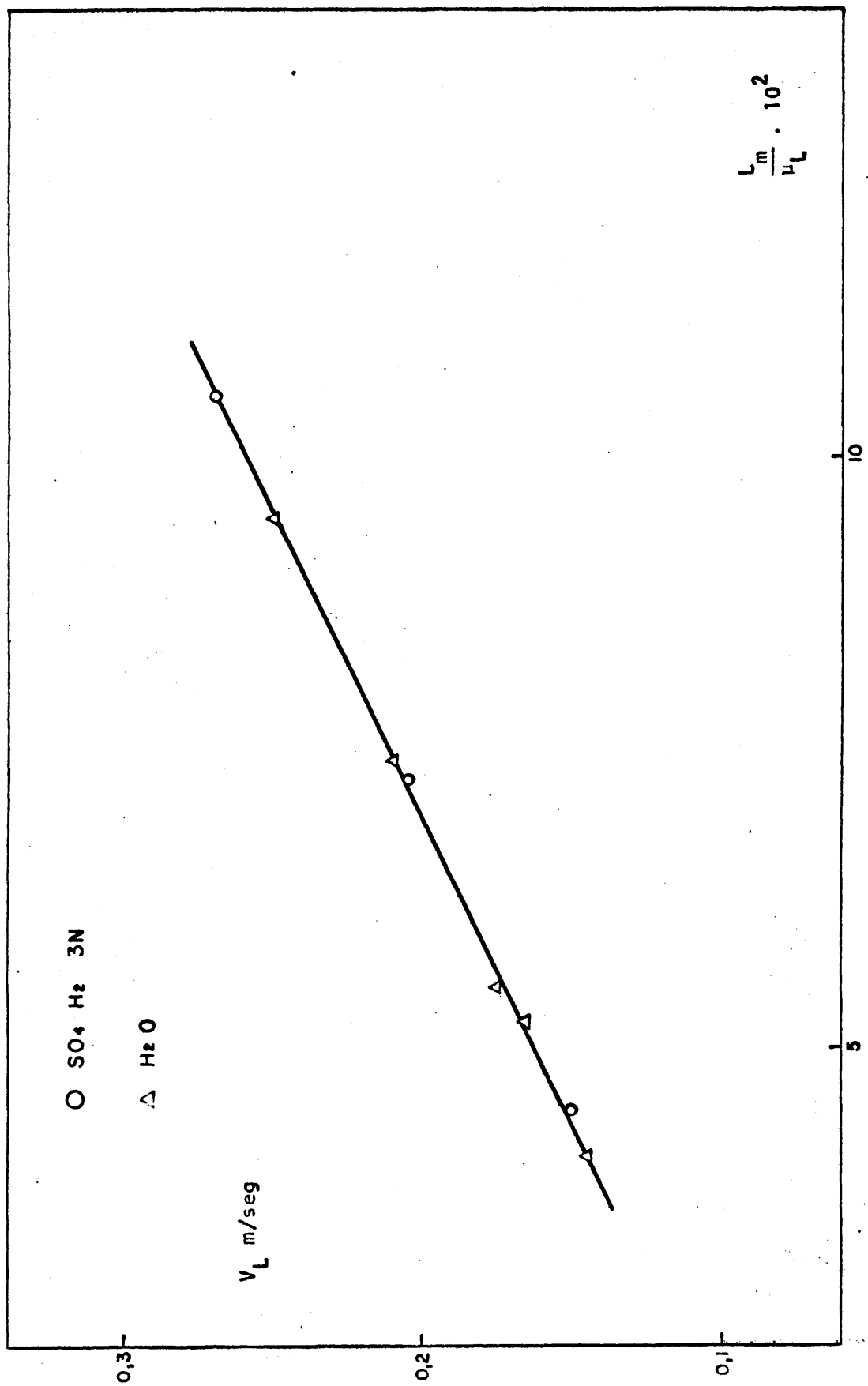


FIGURA 5.14

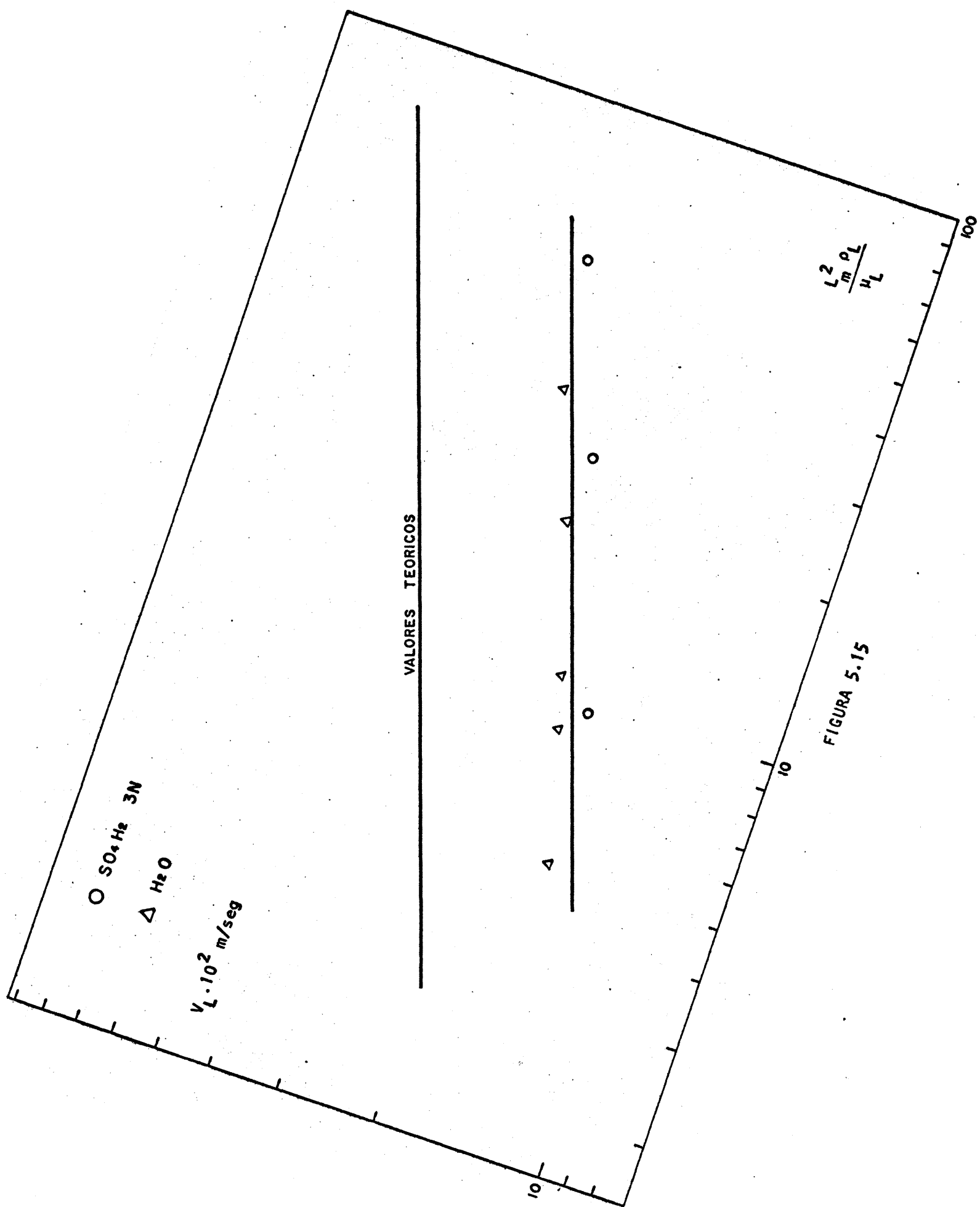


FIGURA 5.15

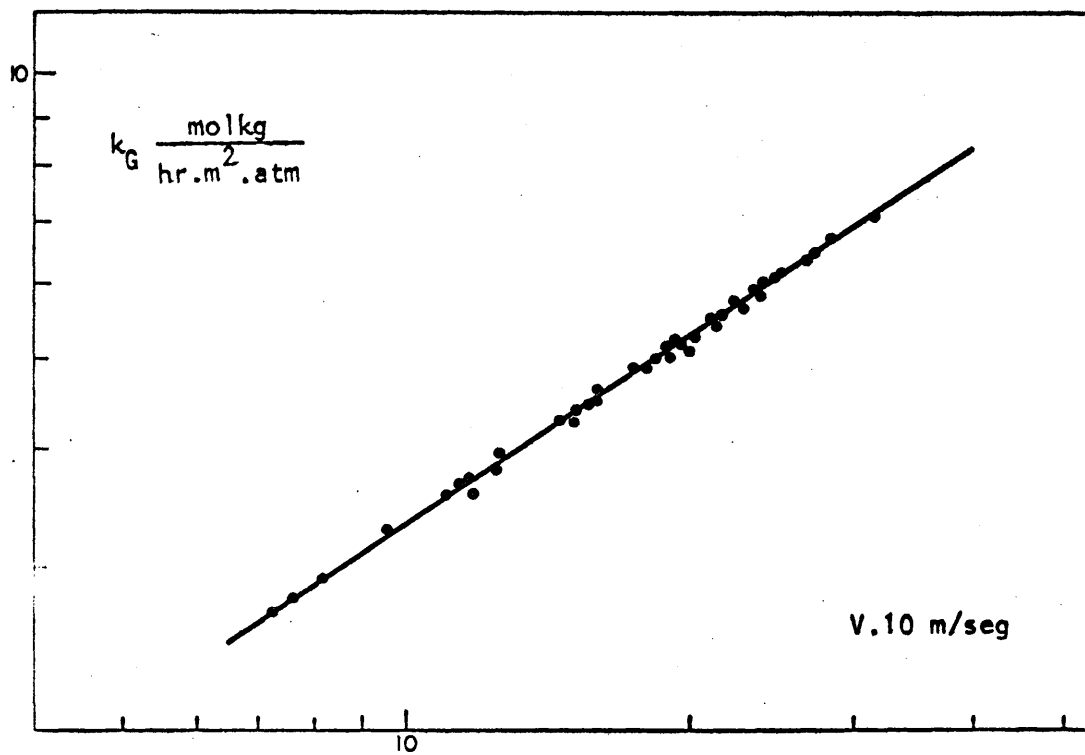


FIGURA 5.16

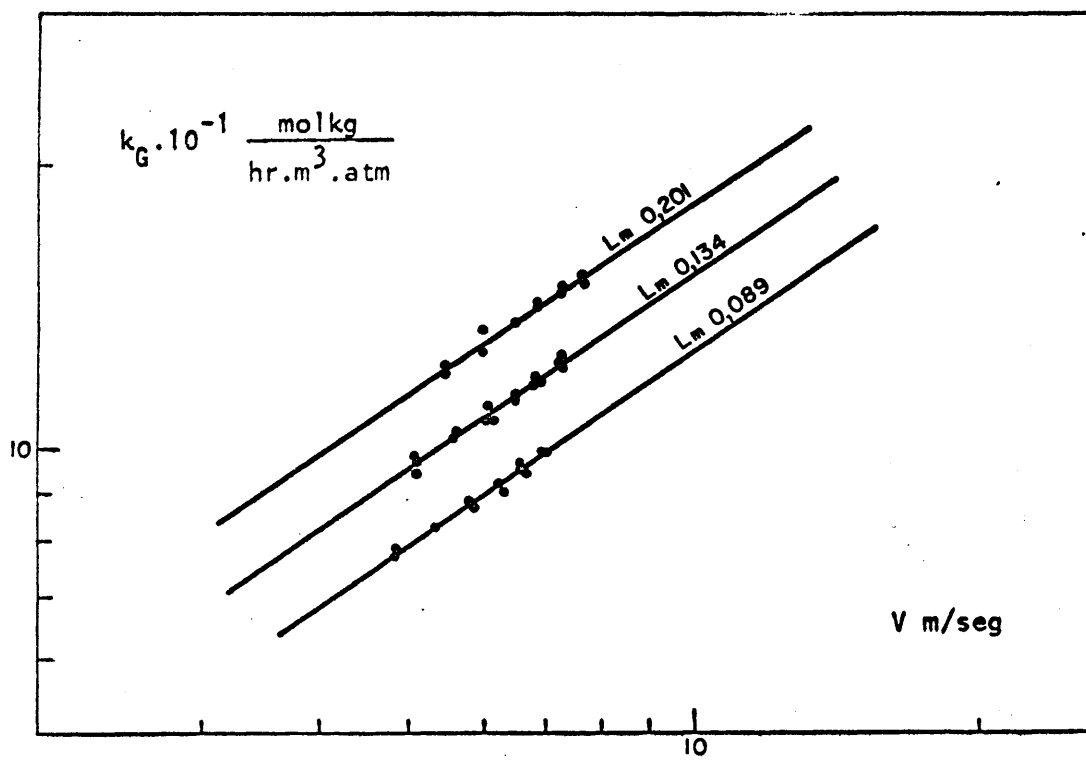


FIGURA 5.17

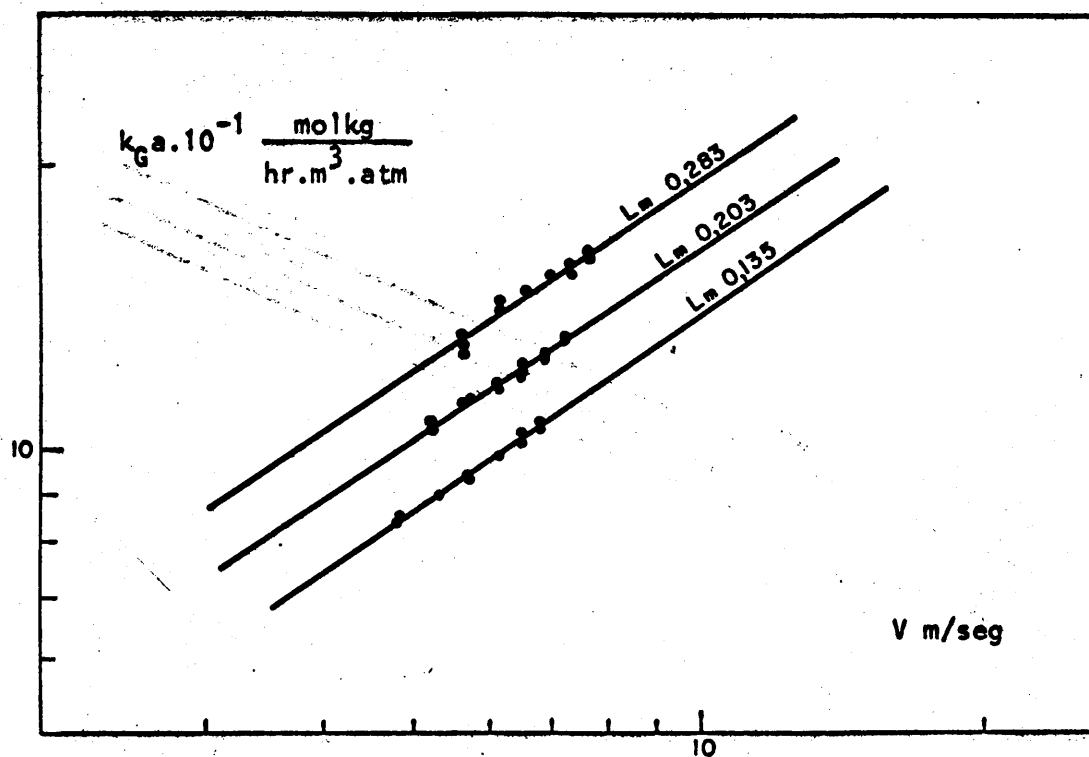


FIGURA 5.18

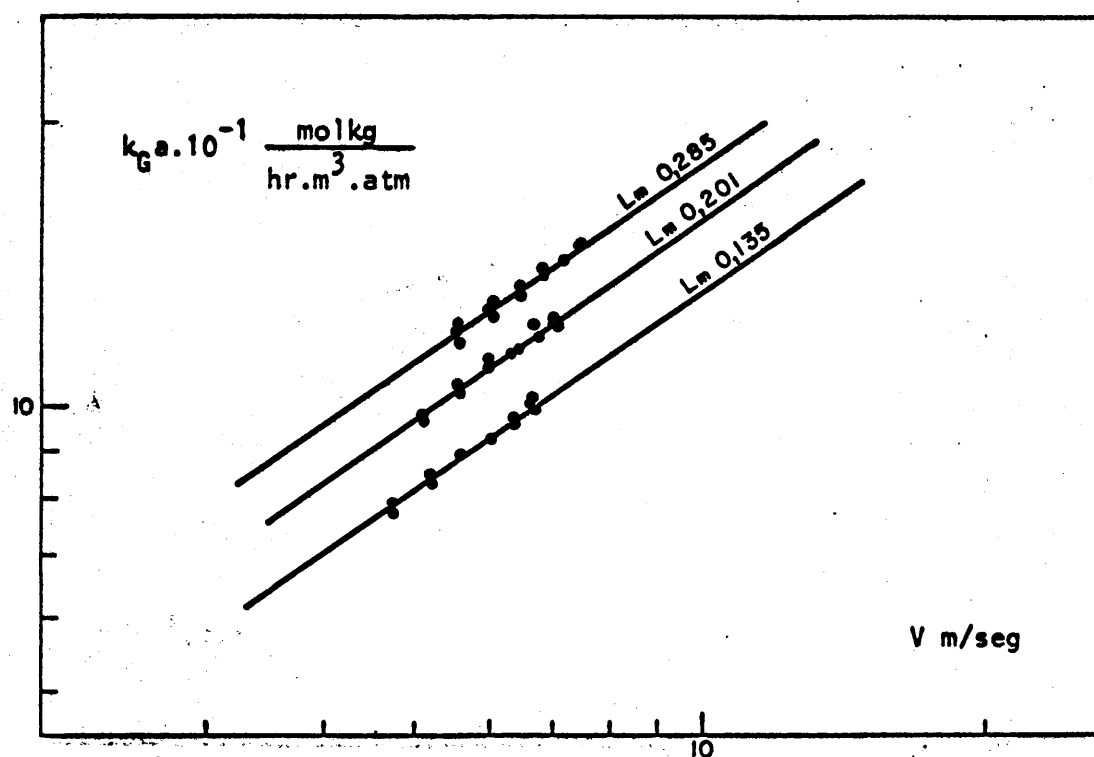
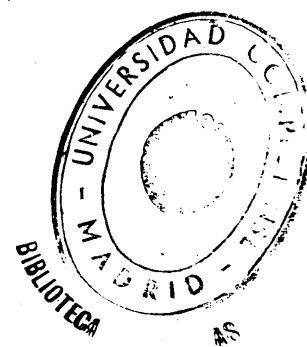


FIGURA 5.19



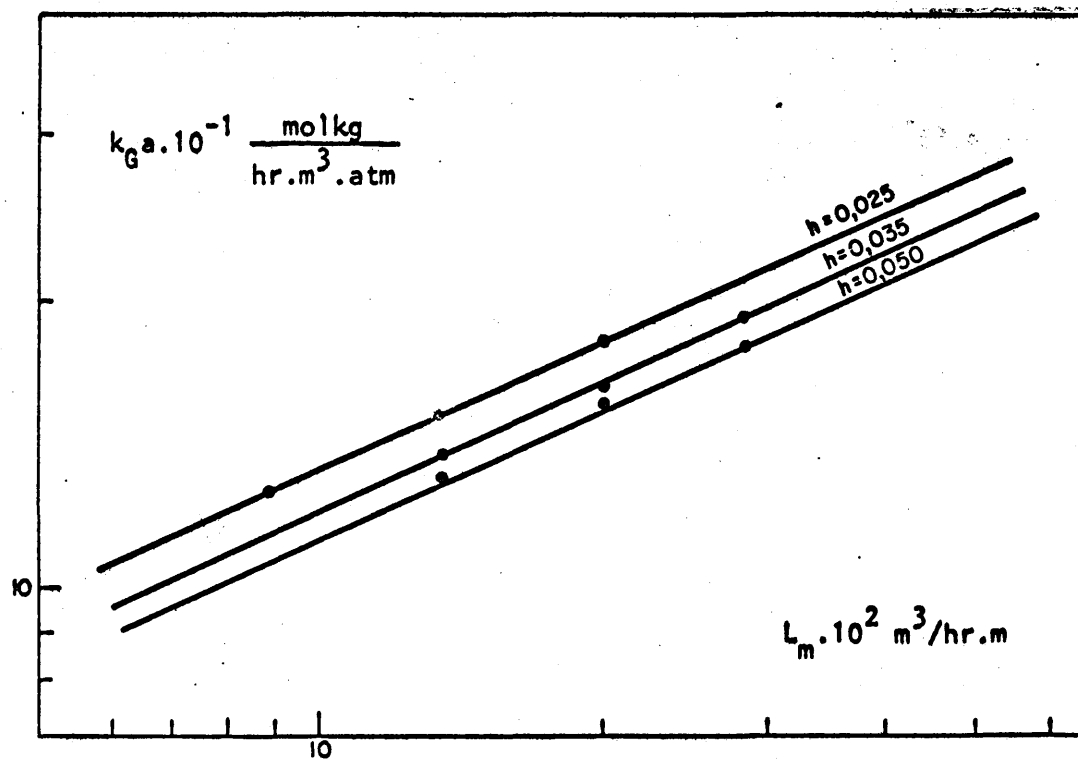


FIGURA 5.20

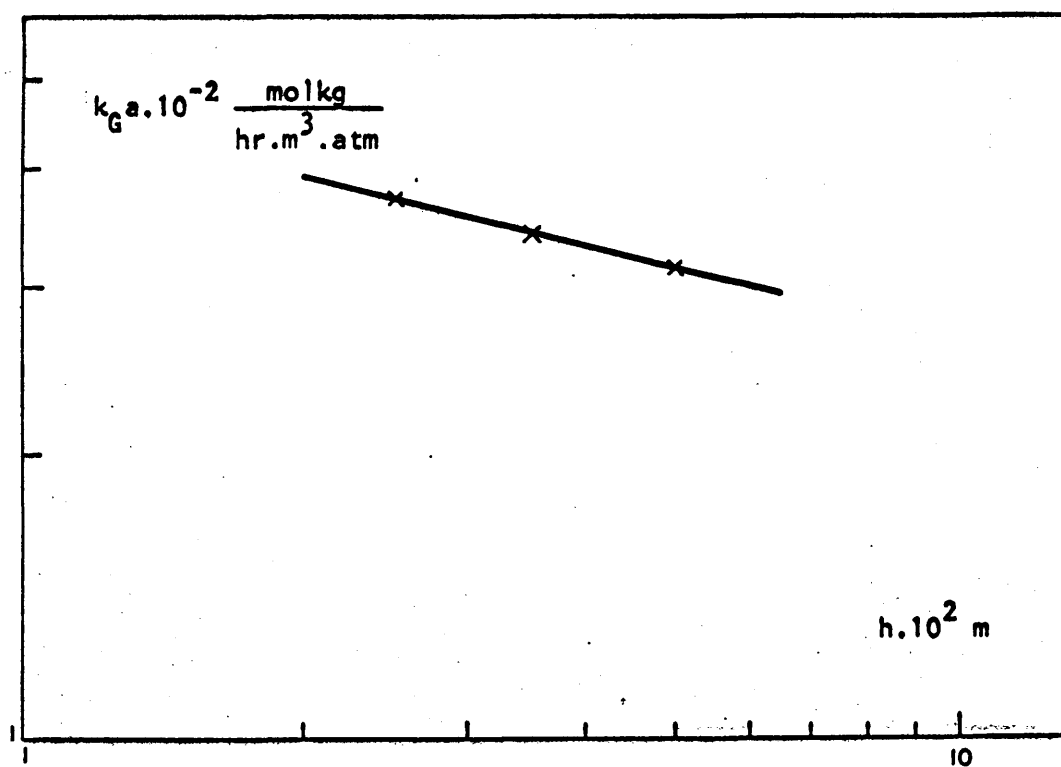


FIGURA 5.21

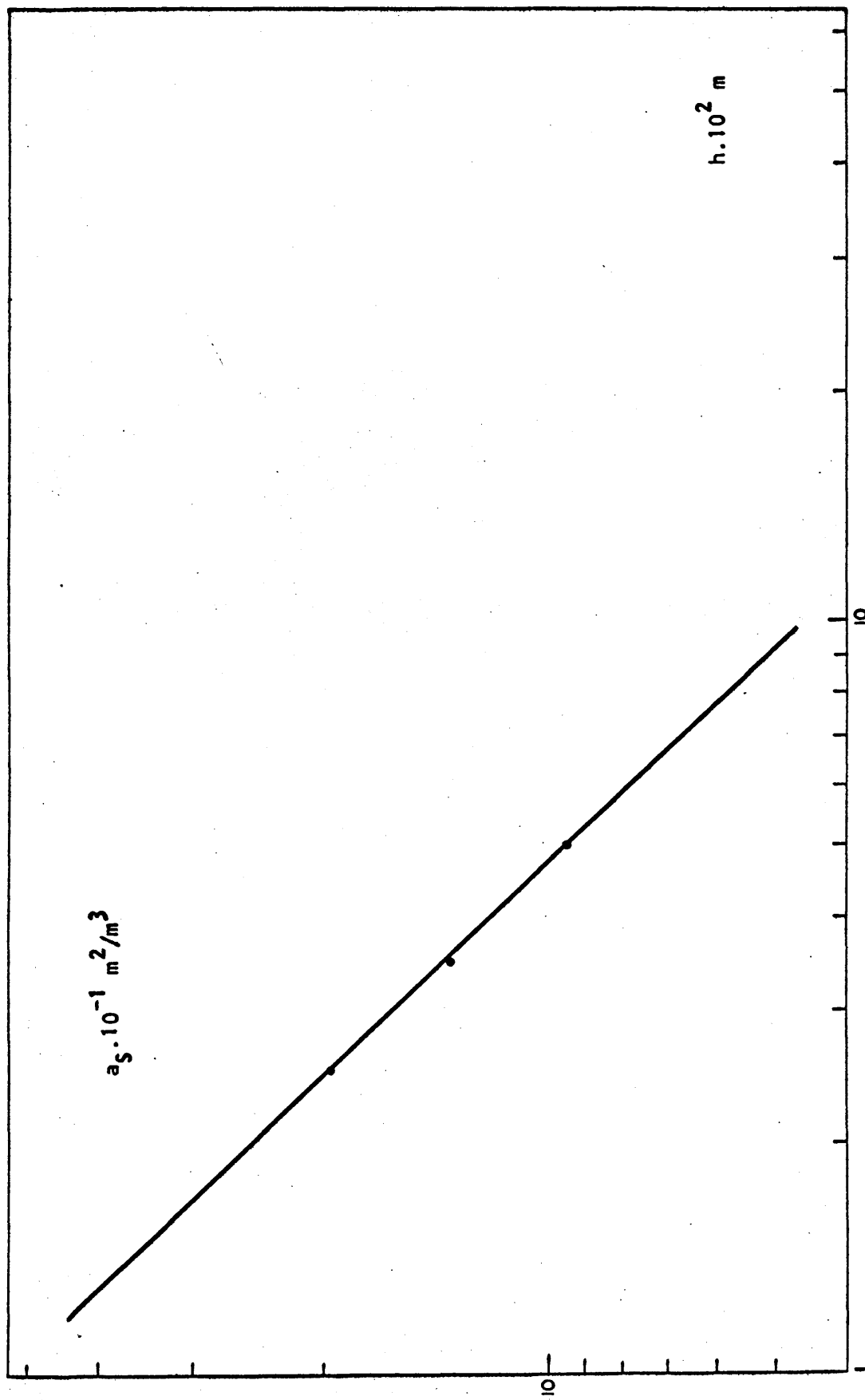


FIGURA 5.22

TABLA 5.1

Absorción de NH_3 en $\text{SO}_4 \text{H}_2$ 3N. Columna de 20 esferas de 11 mm ϕ

Exp	$\frac{L_m}{m^3}$ hr.m	R	área $m^2 \cdot 10^4$	T_{mG} $^{\circ}\text{K}$	$(\Delta P_{\text{NH}_3})_{ml}$ mmHg	NA $\frac{\text{molKg} \cdot 10^4}{\text{hr}}$	V_G $\frac{m}{\text{seg}}$	k_G $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot m^2 \cdot \text{atm}}$	$k_{G, 20^{\circ}\text{C}}$ $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot m^2 \cdot \text{atm}}$
A-1	0,196	C	86,6	296,5	19,0	7,870	0,936	3,64	3,67
A-2	0,196	C	86,6	296,5	19,4	10,090	1,353	4,55	4,59
A-3	0,196	C	86,6	296,0	19,8	11,503	1,675	5,10	5,14
A-4	0,196	C	86,6	295,5	20,0	12,714	1,950	5,57	5,62
A-5	0,196	C	86,6	295,5	20,0	13,723	2,194	6,02	6,07
A-6	0,196	C	86,6	296,0	20,2	14,934	2,503	6,48	6,53
A-7	0,196	P	86,6	295,5	19,5	6,256	0,935	2,82	2,84
A-8	0,196	P	86,6	295,5	19,8	8,274	1,351	3,67	3,69
A-9	0,196	P	86,6	295,5	20,0	9,969	1,676	4,36	4,40
A-10	0,196	P	86,6	296,0	20,2	11,301	1,952	4,91	4,95
A-11	0,196	P	86,6	296,0	20,1	12,310	2,198	5,36	5,41
A-12	0,196	P	86,6	296,5	20,3	13,723	2,506	5,92	5,97
A-13	0,319	C	88,3	295,5	18,7	8,192	0,941	3,77	3,79
A-14	0,319	C	88,3	295,0	19,2	10,158	1,358	4,55	4,58
A-15	0,319	C	88,3	296,0	19,5	11,796	1,690	5,20	5,23
A-16	0,319	C	88,3	295,0	19,7	12,779	1,964	5,57	5,61
A-17	0,319	C	88,3	295,5	19,8	13,762	2,211	6,00	6,04
A-18	0,319	C	88,3	295,0	20,0	15,073	2,517	6,49	6,54

TABLA 5.1 (continuación)

Absorción de NH_3 en SO_4 H_2 3N. Columna de 20 esferas de 11 mm ϕ

Exp	L_m $\frac{\text{m}^3}{\text{hr} \cdot \text{m}}$	R	área $\text{m}^2 \cdot 10^4$	T_{mG} $^{\circ}\text{K}$	$(\Delta P_{\text{NH}_3})_{\text{ml}}$ mmHg	N_A $\frac{\text{molKg} \cdot 10^4}{\text{hr}}$	V_G $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$	k_G $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{atm}}$	$k_{G, 20^{\circ}\text{C}}$ $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{atm}}$
A-19	0,319	P	88,3	294,5	19,4	6,226	0,937	2,76	2,78
A-20	0,319	P	88,3	294,5	19,7	8,192	1,354	3,57	3,59
A-21	0,319	P	88,3	295,0	20,0	9,830	1,674	4,22	4,25
A-22	0,319	P	88,3	295,0	20,2	10,813	1,955	4,61	4,64
A-23	0,319	P	88,3	295,5	20,2	11,796	2,202	5,03	5,07
A-24	0,319	P	88,3	295,5	20,3	13,435	2,512	5,69	5,73
A-25	0,460	C	90,3	294,5	18,7	8,511	0,939	3,82	3,84
A-26	0,460	C	90,3	294,5	19,1	10,875	1,358	4,79	4,81
A-27	0,460	C	90,3	294,5	19,5	12,293	1,685	5,31	5,34
A-28	0,460	C	90,3	294,0	19,8	13,239	1,960	5,64	5,67
A-29	0,460	C	90,3	294,0	19,7	14,184	2,209	6,05	6,08
A-30	0,460	C	90,3	294,0	20,0	15,603	2,514	6,57	6,60
A-31	0,460	P	90,3	295,0	19,3	5,674	0,946	2,48	2,49
A-32	0,460	P	90,3	295,0	19,4	8,038	1,369	3,48	3,50
A-33	0,460	P	90,3	295,0	19,7	9,456	1,695	4,04	4,06
A-34	0,460	P	90,3	295,0	19,8	10,875	1,975	4,61	4,64
A-35	0,460	P	90,3	295,5	19,8	11,820	2,224	5,02	5,05
A-36	0,460	P	90,3	295,5	19,9	13,239	2,549	5,60	5,64

TABLA 5.2

Absorción de NH_3 en $\text{SO}_4 \text{ H}_2$ 3N. Columna de 15 esferas de 11 mm ϕ

Exp	L_m $\frac{\text{m}^3}{\text{hr} \cdot \text{m}}$	R	área $\text{m}^2 \cdot 10^4$	T_{mG} $^{\circ}\text{K}$	$(\Delta P_{\text{NH}_3}) \text{ml}$ mmHg	N_A $\frac{\text{molKg} \cdot 10^4}{\text{hr}}$	V_G $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$	k_G $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{atm}}$	$k_{G, 20^{\circ}\text{C}}$ $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{atm}}$
A-68	0,196	C	64,95	296,0	19,3	5,891	0,943	3,57	3,59
A-69	0,196	C	64,95	296,0	19,7	7,461	1,362	4,44	4,47
A-70	0,196	C	64,95	295,5	19,8	8,836	1,693	5,21	5,24
A-71	0,196	C	64,95	295,5	20,1	9,425	1,970	5,49	5,53
A-72	0,196	C	64,95	295,5	20,0	10,210	2,210	5,96	6,00
A-73	0,196	C	64,95	295,5	20,3	11,192	2,527	6,47	6,51

TABLA 5.3

Absorción de NH_3 en $\text{SO}_4 \text{ H}_2$ 3N. Columna de 10 esferas de 11 mm ϕ

Exp	L_m $\frac{\text{m}^3}{\text{hr} \cdot \text{m}}$	R	área $\text{m}^2 \cdot 10^4$	T_{mG} $^{\circ}\text{K}$	$(\Delta P_{\text{NH}_3}) \text{ml}$ mmHg	N_A $\frac{\text{molKg} \cdot 10^4}{\text{hr}}$	V_G $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$	k_G $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{atm}}$	$k_{G, 20^{\circ}\text{C}}$ $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{atm}}$
A-74	0,196	C	43,3	296,0	19,7	4,123	0,944	3,67	3,69
A-75	0,196	C	43,3	296,0	20,1	5,105	1,364	4,46	4,49
A-76	0,196	C	43,3	296,0	20,3	5,891	1,694	5,09	5,12
A-77	0,196	C	43,3	295,5	20,5	6,480	1,972	5,56	5,59
A-78	0,196	C	43,3	295,5	20,4	6,872	2,222	5,93	5,96
A-79	0,196	C	43,3	295,5	20,6	7,461	2,529	6,35	6,39

TABLA 5.4

Absorción de NH_3 en $\text{SO}_4 \text{H}_2$ 3N. Columna de 20 esferas de 15 mm ϕ

Exp	L_m $\frac{\text{m}^3}{\text{hr.m}}$	R	área $\text{m}^2 \cdot 10^4$	T_{mG} $^{\circ}\text{K}$	$(\Delta P_{\text{NH}_3})_{\text{ml}}$ mmHg	N_A $\frac{\text{molKg}}{\text{hr}} \cdot 10^4$	V_G $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$	k_G $\frac{\text{molKg}}{\text{hr.m}^2 \cdot \text{atm}}$	$k_{G, 20^{\circ}\text{C}}$ $\frac{\text{molKg}}{\text{hr.m}^2 \cdot \text{atm}}$
A-37	0,196	C	157,3	294,0	17,5	13,185	0,983	3,64	3,66
A-38	0,196	C	157,3	294,5	17,9	17,463	1,423	4,71	4,74
A-39	0,196	C	157,3	294,5	18,4	19,881	1,773	5,21	5,24
A-40	0,196	C	157,3	294,5	18,7	22,299	2,069	5,77	5,80
A-41	0,196	C	157,3	294,5	18,8	23,911	2,326	6,15	6,19
A-42	0,196	C	157,3	295,0	17,4	13,433	0,986	3,73	3,76
A-43	0,196	C	157,3	295,0	18,0	17,463	1,427	4,68	4,71
A-44	0,196	C	157,3	295,0	19,0	22,200	2,058	5,67	5,71
A-45	0,196	C	157,3	295,0	18,9	25,792	2,641	6,59	6,65
A-46	0,196	P	157,3	293,0	17,9	11,015	0,983	2,97	2,98
A-47	0,196	P	157,3	293,5	18,6	14,508	1,413	3,78	3,80
A-48	0,196	P	157,3	293,5	18,7	17,302	1,764	4,46	4,48
A-49	0,196	P	157,3	293,0	18,9	19,613	2,054	5,01	5,03
A-50	0,196	P	157,3	293,5	18,9	21,493	2,314	5,49	5,52
A-51	0,196	P	157,3	293,0	18,9	23,911	2,630	6,10	6,13
A-52	0,196	P	157,3	293,5	17,8	11,284	0,983	3,06	3,07
A-53	0,196	P	157,3	296,0	18,3	14,508	1,439	3,83	3,85
A-54	0,196	P	157,3	293,5	18,5	19,881	2,086	5,18	5,21
A-55	0,196	P	157,3	294,0	19,0	23,643	2,644	6,01	6,05

TABLA 5.5

Absorción de NH_3 en $\text{SO}_4 \text{ H}_2$ 3N. Columna de 20 esferas de 21 mm ϕ

Exp	L_m $\frac{\text{m}^3}{\text{hr.m}}$	R	área $\text{m}^2 \cdot 10^4$	T_{mG} $^{\circ}\text{K}$	$(\Delta P_{\text{NH}_3}) \text{ml}$ mmHg	N_A $\frac{\text{molKg} \cdot 10^4}{\text{hr}}$	V_G $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$	k_G $\frac{\text{molKg}}{\text{hr.m}^2 \cdot \text{atm}}$	$k_{G,20^{\circ}\text{C}}$ $\frac{\text{molKg}}{\text{hr.m}^2 \cdot \text{atm}}$
A-56	0,195	C	303,0	295,5	14,4	21,461	1,103	3,74	3,77
A-57	0,195	C	303,0	295,5	15,0	29,265	1,600	4,90	4,94
A-58	0,195	C	303,0	295,5	15,5	34,727	1,982	5,62	5,67
A-59	0,195	C	303,0	296,0	15,9	39,019	2,311	6,17	6,23
A-60	0,195	C	303,0	296,0	16,0	42,141	2,603	6,59	6,65
A-61	0,195	C	303,0	296,0	16,4	46,823	2,958	7,16	7,23
A-62	0,195	P	303,0	296,1	15,1	19,119	1,112	3,18	3,21
A-63	0,195	P	303,0	296,0	15,8	25,363	1,611	4,03	4,07
A-64	0,195	P	303,0	296,0	16,0	31,606	1,995	4,96	5,01
A-65	0,195	P	303,0	296,0	16,2	35,898	2,327	5,55	5,60
A-66	0,195	P	303,0	295,0	16,3	39,019	2,615	6,00	6,05
A-67	0,195	P	303,0	296,0	16,6	44,092	2,983	6,66	6,72

TABLA 5.7

Absorción de NH_3 en $\text{SO}_4 \text{H}_2$ 3N. Columna de esferas

Exp	$\frac{\text{molKg}}{\text{hr.m}^2.\text{atm}}$ kg.20°C	$\frac{\text{m}}{\text{seg}}$ V	Exp	$\frac{\text{molKg}}{\text{hr.m}^2.\text{atm}}$ kg.20°C	$\frac{\text{m}}{\text{seg}}$ V
A-1	3,67	1,086	A-19	2,78	0,732
A-2	4,59	1,503	A-20	3,59	1,149
A-3	5,14	1,825	A-21	4,25	1,469
A-4	5,62	2,100	A-22	4,64	1,750
A-5	6,07	2,344	A-23	5,07	1,997
A-6	6,53	2,653	A-24	5,73	2,307
A-7	2,84	0,785	A-25	3,84	1,209
A-8	3,69	1,204	A-26	4,81	1,628
A-9	4,40	1,526	A-27	5,34	1,955
A-10	4,95	1,802	A-28	5,67	2,230
A-11	5,41	2,048	A-29	6,08	2,479
A-12	5,97	2,356	A-30	6,60	2,784
A-13	3,79	1,146	A-31	2,49	0,676
A-14	4,58	1,563	A-32	3,50	1,099
A-15	5,23	1,895	A-33	4,06	1,425
A-16	5,61	2,169	A-34	4,64	1,705
A-17	6,04	2,406	A-35	5,05	1,954
A-18	6,54	2,722	A-36	5,64	2,279

TABLA 5.7 (continuación)

Absorción de NH_3 en $\text{SO}_4 \text{ H}_2 \text{ 3N}$. Columna de esferas

Exp	$k_G \cdot 20^\circ\text{C}$ $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{atm}}$	V $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$	Exp	$k_G \cdot 20^\circ\text{C}$ $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{atm}}$	V $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$
A-37	3,66	1,133	A-53	3,85	1,289
A-38	4,74	1,573	A-54	5,21	1,936
A-39	5,24	1,923	A-55	6,05	2,494
A-40	5,80	2,219	A-56	3,77	1,253
A-41	6,19	2,476	A-57	4,94	1,750
A-42	3,76	1,136	A-58	5,67	2,132
A-43	4,71	1,577	A-59	6,23	2,461
A-44	5,71	2,208	A-60	6,65	2,753
A-45	6,65	2,791	A-61	7,23	3,108
A-46	2,98	0,833	A-62	3,21	0,962
A-47	3,80	1,263	A-63	4,07	1,464
A-48	4,48	1,614	A-64	5,01	1,845
A-49	5,03	1,904	A-65	5,60	2,177
A-50	5,52	2,164	A-66	6,05	2,455
A-51	6,13	2,480	A-67	6,72	2,833
A-52	3,07	0,833			

TABLA 5.8

Absorción de NH_3 en H_2O . Columna de 20 esferas de 11 mm ϕ

Exp	$\frac{I_m}{\text{hr} \cdot \text{m}^3}$	R	área $\text{m}^2 \cdot 10^4$	T_{mL} $^{\circ}\text{C}$	T_{mG} $^{\circ}\text{K}$	$(\Delta P_{\text{NH}_3})_{\text{ml}}$ mmHg
B-1	0,195	C	86,6	20,9	293,0	18,61
B-2	0,195	C	86,6	21,2	293,0	18,86
B-3	0,195	C	86,6	21,5	293,0	19,00
B-4	0,195	C	86,6	21,6	294,0	18,98
B-5	0,195	C	86,6	21,5	294,3	18,86
B-6	0,195	C	86,6	21,8	294,3	18,93
B-7	0,195	P	86,6	21,2	294,0	18,91
B-8	0,195	P	86,6	21,2	294,0	19,05
B-9	0,195	P	86,6	21,3	294,0	19,10
B-10	0,195	P	86,6	21,4	294,0	19,05
B-11	0,195	P	86,6	21,4	294,0	18,93
B-12	0,195	P	86,6	21,5	294,0	18,93
B-13	0,262	C	87,5	20,1	292,5	18,49
B-14	0,262	C	87,5	20,4	292,3	18,8
B-15	0,262	C	87,5	20,5	292,7	18,96
B-16	0,262	C	87,5	20,5	292,9	18,89
B-17	0,262	C	87,5	20,6	292,7	18,92
B-18	0,262	C	87,5	20,5	292,5	19,08

TABLA 5.8 (continuación)

Absorción de NH_3 en H_2O . Columna de 20 esferas de 11 mm ϕ

Exp	I_m $\frac{\text{m}^3}{\text{hr} \cdot \text{m}}$	R	área $\text{m}^2 \cdot 10^4$	T_{mL} $^{\circ}\text{C}$	T_{mG} $^{\circ}\text{K}$	$(\Delta P_{\text{NH}_3})_{\text{ml}}$ mmHg
B-19	0,262	P	87,5	20,5	294,0	19,16
B-20	0,262	P	87,5	21,0	294,0	19,29
B-21	0,262	P	87,5	21,3	295,7	19,37
B-22	0,262	P	87,5	21,5	296,0	19,44
B-23	0,262	P	87,5	21,6	296,0	19,29
B-24	0,262	P	87,5	22,0	295,0	19,41
B-25	0,335	C	88,5	20,0	293,0	18,62
B-26	0,335	C	88,5	20,0	293,0	18,98
B-27	0,335	C	88,5	20,0	293,0	19,18
B-28	0,335	C	88,5	20,0	292,5	19,27
B-29	0,335	C	88,5	20,0	292,6	19,15
B-30	0,335	C	88,5	20,0	293,0	19,17
B-31	0,335	P	88,5	20,6	293,0	19,12
B-32	0,335	P	88,5	20,6	293,0	19,30
B-33	0,335	P	88,5	20,6	292,8	19,35
B-34	0,335	P	88,5	20,6	293,0	19,40
B-35	0,335	P	88,5	20,6	293,0	19,23
B-36	0,335	P	88,5	20,8	293,0	19,30

TABLA 5.8 (continuación)

Absorción de NH_3 en H_2O . Columna de 20 esferas de 11 mm ϕ

Exp	N_A $\frac{\text{molKg}}{\text{hr}} \cdot 10^4$	V_G $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$	k_G $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{atm}}$	k_L $\frac{\text{m}}{\text{hr}}$	k_G $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{atm}}$	$k_G \cdot 20^\circ\text{C}$ $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{atm}}$
B-1	7,12	0,93	3,3575	0,6081	3,5685	3,5713
B-2	8,78	1,35	4,0861	0,6114	4,4132	4,4185
B-3	9,91	1,67	4,5801	0,6151	5,0046	5,0112
B-4	10,78	1,96	4,9856	0,6159	5,4992	5,5128
B-5	11,25	2,21	5,2320	0,6151	5,8006	5,8161
B-6	12,18	2,51	5,6470	0,6175	6,3294	6,3475
B-7	5,72	0,94	2,6552	0,6114	2,7841	2,7900
B-8	7,32	1,36	3,3713	0,6114	3,5871	3,5946
B-9	8,58	1,68	3,9442	0,6139	4,2479	4,2568
B-10	9,71	1,97	4,4753	0,6145	4,8770	4,8882
B-11	10,31	2,21	4,7807	0,6145	5,2443	5,2568
B-12	11,38	2,53	5,2750	0,6151	5,8542	5,8776
B-13	7,51	0,94	3,5280	0,1068	3,7143	3,7165
B-14	9,11	1,36	4,2083	0,7114	4,4839	4,4873
B-15	10,44	1,68	4,7815	0,7123	5,1470	5,1519
B-16	11,15	1,96	5,1282	0,7123	5,5536	5,5610
B-17	11,95	2,20	5,4871	0,7132	5,9826	5,9940
B-18	12,93	2,51	5,8845	0,7123	6,4601	6,4737

TABLA 5.8 (continuación)

Absorción de NH_3 en H_2O . Columna de 20 esferas de 11 mm ϕ

Exp	N_A $\frac{\text{molKg}}{\text{hr}} \cdot 10^4$	V_G $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$	k_G $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{atm}}$	k_L $\frac{\text{m}}{\text{hr}}$	k_G $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{atm}}$	$k_G \cdot 20^\circ\text{C}$ $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{atm}}$
B-19	5,71	0,94	2,5870	0,7123	2,6846	2,6882
B-20	7,49	1,35	3,3731	0,7195	3,5483	3,5550
B-21	8,74	1,69	3,9189	0,7247	4,1630	4,1789
B-22	9,72	1,97	4,3439	0,7262	4,6518	4,6713
B-23	10,43	2,21	4,6986	0,7272	5,0649	5,0872
B-24	11,50	2,50	5,1478	0,7329	5,6015	5,6228
B-25	7,87	0,94	3,6299	0,8108	3,7967	3,7967
B-26	9,70	1,35	4,3875	0,8108	4,6387	4,6387
B-27	10,92	1,68	4,8883	0,8108	5,2059	5,2059
B-28	11,89	1,96	5,2978	0,8108	5,6761	5,6761
B-29	12,50	2,21	5,6049	0,8108	6,0321	6,0321
B-30	13,47	2,53	6,0357	0,8108	6,5377	6,5377
B-31	5,68	0,94	2,5506	0,8183	2,6312	2,6327
B-32	7,38	1,36	3,2845	0,8183	3,4228	3,4247
B-33	8,72	1,69	3,8719	0,8183	4,0687	4,0711
B-34	9,82	1,98	4,3463	0,8183	4,5987	4,6014
B-35	10,43	2,23	4,6572	0,8183	4,9500	4,9528
B-36	11,40	2,55	5,0735	0,8203	5,4291	5,4332

TABLA 5.9

Absorción de NH_3 en H_2O . Columna de 20 esferas de 15 mm ϕ

Exp	L_m $\frac{\text{m}^3}{\text{hr} \cdot \text{m}}$	R	área $\text{m}^2 \cdot 10^4$	T_{mL} $^{\circ}\text{C}$	T_{mG} $^{\circ}\text{K}$	$(\Delta P_{\text{NH}_3})_{\text{ml}}$ mmHg
B-37	0,168	C	156,75	25,3	299,0	16,73
B-38	0,168	C	156,75	25,5	298,6	17,12
B-39	0,168	C	156,75	25,5	299,0	17,28
B-40	0,168	C	156,75	25,9	299,0	17,29
B-41	0,168	C	156,75	25,5	299,0	17,15
B-42	0,168	C	156,75	25,5	299,0	17,16
B-43	0,168	P	156,75	24,2	298,0	17,55
B-44	0,168	P	156,75	24,4	297,0	17,77
B-45	0,168	P	156,75	24,5	297,5	17,84
B-46	0,168	P	156,75	25,0	298,0	17,81
B-47	0,168	P	156,75	24,8	298,0	17,62
B-48	0,168	P	156,75	25,0	298,0	17,71

TABLA 5.9 (continuación)

Absorción de NH_3 en H_2O . Columna de 20 esferas de 15 mm ϕ

Exp	N_A $\frac{\text{molKg}}{\text{hr}} \cdot 10^4$	V_G $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$	k_G $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{atm}}$	k_L $\frac{\text{m}}{\text{hr}}$	k_G $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{atm}}$	$k_G \cdot 20^\circ\text{C}$ $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{atm}}$
B-37	11,66	0,99	3,3800	0,5481	3,6953	3,7206
B-38	14,38	1,43	4,0730	0,5523	4,5514	4,5991
B-39	16,33	1,78	4,5840	0,5523	5,2072	5,2637
B-40	17,61	2,08	4,9379	0,5552	5,6879	5,7301
B-41	18,63	2,34	5,2674	0,5523	6,1193	6,1624
B-42	19,99	2,68	5,6457	0,5523	6,6435	6,6903
B-43	9,88	0,99	2,7288	0,5372	2,9197	2,9453
B-44	12,68	1,42	3,4607	0,5384	3,7845	3,8148
B-45	14,81	1,77	4,0240	0,5394	4,4773	4,5157
B-46	16,33	2,06	4,4459	0,54,58	5,0206	5,0684
B-47	17,27	2,33	4,7523	0,5439	5,4136	5,4641
B-48	19,05	2,64	5,2151	0,5458	6,0373	6,0948

TABLA 5.10

Absorción de NH_3 en H_2O . Columna de 20 esferas de 21 mm ϕ

Exp	L_m $\frac{\text{m}^3}{\text{hr.m}}$	R	área $\text{m}^2 \cdot 10^4$	T_{mL} $^{\circ}\text{C}$	T_{mG} $^{\circ}\text{K}$	$(\Delta P_{\text{NH}_3})_{\text{mL}}$ mmHg
B-49	0,126	C	302,0	26,6	299,8	13,79
B-50	0,126	C	302,0	26,6	299,0	14,32
B-51	0,126	C	302,0	26,6	299,3	14,65
B-52	0,126	C	302,0	26,6	299,5	14,53
B-53	0,126	C	302,0	27,0	299,5	14,62
B-54	0,126	P	302,0	26,6	299,5	14,60
B-55	0,126	P	302,0	26,7	299,5	14,84
B-56	0,126	P	302,0	26,7	299,6	14,97
B-57	0,126	P	302,0	26,9	299,6	15,02
B-58	0,126	P	302,0	26,9	299,7	14,80
B-59	0,126	P	302,0	27,0	300,0	14,92

TABLA 5.10 (continuación)

Absorción de NH_3 en H_2O . Columna de 20 esferas de 21 mm ϕ

Exp	N_A $\frac{\text{molKg}}{\text{hr}} \cdot 10^4$	V_G $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$	k_G $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{atm}}$	k_L $\frac{\text{m}}{\text{hr}}$	k_G $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{atm}}$	$k_G \cdot 20^\circ\text{C}$ $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{atm}}$
B-49	18,77	1,11	3,4229	0,4267	3,9052	3,9549
B-50	23,40	1,60	4,1136	0,4267	4,8477	4,9058
B-51	28,81	2,33	4,9490	0,4267	6,0778	6,1517
B-52	30,52	2,63	5,2870	0,4267	6,6043	6,6860
B-53	32,24	3,00	5,5491	0,4296	7,0541	7,1440
B-54	16,87	1,11	2,9077	0,4267	3,2448	3,2849
B-55	21,59	1,61	3,6622	0,4274	4,2303	4,2834
B-56	24,80	2,00	4,1676	0,4274	4,9309	4,9928
B-57	27,03	2,33	4,5276	0,4299	5,4566	5,5262
B-58	29,08	2,62	4,9422	0,4299	6,0798	6,1584
B-59	31,21	3,00	5,2662	0,4306	6,5944	6,6822

TABLA 5.12

Columna de esferas. Datos para correlacionar la velocidad superficial del líquido

Liq.	T_{mL} °C	h mm	L_m $\frac{m^3}{hr.m}$	V_L $\frac{m}{seg}$	ρ_L $\frac{Kg}{m^3}$	μ_L $\frac{Kg}{hr.m}$	σ_L $\frac{Kg}{hr^2}$	$\frac{V_L \mu_L \cdot 10^7}{\sigma_L}$	$\frac{4L_m \rho_L}{\mu_L}$	$\frac{L_m^2 \rho_L}{\mu_L}$	$\frac{L_m \cdot 10^2}{\mu_L}$
SO ₄ H ₂ 3N	25	11	0,196	0,150	1.099	4,385	943.488	6,97	196	9,60	4,47
	25	11	0,319	0,205	1.099	4,385	943.488	9,52	319	25,44	7,27
	25	11	0,460	0,270	1.099	4,385	943.488	12,54	460	52,90	10,50
	25	15	0,195	0,150	1.099	4,385	943.488	697	195	9,50	4,45
	25	21	0,195	0,150	1.099	4,385	943.488	6,97	195	9,50	4,45
H ₂ O	21	11	0,195	0,175	998	3,530	942.000	6,55	221	10,77	5,52
	21	11	0,262	0,210	998	3,530	942.000	7,87	297	19,45	7,42
	21	11	0,335	0,250	998	3,530	942.000	9,37	380	31,83	9,49
	25	15	0,168	0,165	997	3,220	934.000	5,80	209	8,77	5,22
	27	21	0,126	0,145	996,5	3,070	930.000	4,90	164	5,17	4,10

TABLA 5.13

Absorción de NH_3 en H_2O . Columna de esferas

Exp	k_G 20°C $\frac{\text{molKg}}{\text{hr.m}^2.\text{atm}}$	V $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$	Exp	k_G 20°C $\frac{\text{molKg}}{\text{hr.m}^2.\text{atm}}$	V $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$
B-1	3,5713	1,105	B-19	2,6882	0,73
B-2	4,4185	1,525	B-20	3,5550	1,14
B-3	5,0112	1,845	B-21	4,1789	1,48
B-4	5,5128	2,135	B-22	4,6713	1,76
B-5	5,8161	2,385	B-23	5,0872	2,00
B-6	6,3475	2,685	B-24	5,6228	2,29
B-7	2,7900	0,765	B-25	3,7467	1,19
B-8	3,5946	1,185	B-26	4,6387	1,60
B-9	4,2568	1,505	B-27	5,2059	1,93
B-10	4,8882	1,795	B-28	5,6761	2,21
B-11	5,2568	2,035	B-29	6,0321	2,46
B-12	5,8776	2,355	B-30	6,5377	2,78
B-13	3,7165	1,15	B-31	2,6327	0,69
B-14	4,4873	1,57	B-32	3,4247	1,11
B-15	5,1519	1,89	B-33	4,0711	1,44
B-16	5,5610	2,17	B-34	4,6014	1,73
B-17	5,9940	2,41	B-35	4,9528	1,98
B-18	6,4737	2,72	B-36	5,4332	2,30

TABLA 5.13 (continuación)

Absorción de NH_3 en H_2O . Columna de esferas

Exp	k_G 20°C $\frac{\text{molKg}}{\text{hr.m}^2.\text{atm}}$	V $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$	Exp	k_G 20°C $\frac{\text{molKg}}{\text{hr.m}^2.\text{atm}}$	V $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$
B-37	3,7206	1,16	B-49	3,9549	1,26
B-38	4,5991	1,60	B-50	4,9058	1,75
B-39	5,2637	1,95	B-51	6,1517	2,48
B-40	5,7301	2,25	B-52	6,6860	2,78
B-41	6,1624	2,51	B-53	7,1440	3,15
B-42	6,6903	2,85	B-54	3,2849	0,96
B-43	2,9453	0,82	B-55	4,2834	1,46
B-44	3,8148	1,25	B-56	4,9928	1,85
B-45	4,5157	1,60	B-57	5,5262	2,18
B-46	5,0684	1,89	B-58	6,1584	2,47
B-47	5,4641	2,16	B-59	6,6822	2,85
B-48	6,0948	2,47			

TABLA 5.14

Absorción de NH_3 en H_2O . Columna de anillos Rasehig de 25 mm

Exp	T_{mL} °C	T_{mG} °K	H m	L_{m} $\frac{\text{m}^3}{\text{hr} \cdot \text{m}}$	V_{G} $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$	$(\Delta P_{\text{NH}_3})_{\text{mL}}$ mmHg
C-1	19,1	299,0	1,07	0,201	0,2487	15,04
C-2	19,1	298,5	1,07	0,201	0,2829	15,85
C-3	19,0	298,5	1,07	0,201	0,3134	16,66
C-4	19,0	298,5	1,07	0,201	0,3410	18,41
C-5	19,1	298,5	1,07	0,201	0,3663	19,05
C-6	19,1	298,5	1,07	0,201	0,3902	19,75
C-7	19,3	298,5	1,07	0,134	0,2487	18,37
C-8	19,3	298,5	1,07	0,134	0,2840	19,41
C-9	19,4	298,5	1,07	0,134	0,3146	20,43
C-10	19,5	298,5	1,07	0,134	0,3424	21,99
C-11	19,5	298,5	1,07	0,134	0,3680	22,33
C-12	19,6	298,5	1,07	0,134	0,3921	23,31
C-13	19,4	297,5	1,07	0,089	0,2497	21,65
C-14	19,5	297,5	1,07	0,089	0,2845	23,11
C-15	19,6	297,5	1,07	0,089	0,3153	24,05
C-16	19,8	298,0	1,07	0,089	0,3439	25,31
C-17	19,8	298,0	1,07	0,089	0,3689	25,97
C-18	20,0	298,0	1,07	0,089	0,3932	26,76

TABLA 5.14 (continuación)

Absorción de NH_3 en H_2O . Columna de anillos Rasehig de 25 mm

Exp	T_{mL} °C	T_{mG} °K	H m	L_{m} $\frac{\text{m}^3}{\text{hr.m}}$	V_{G} $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$	$(\Delta P_{\text{NH}_3})_{\text{ml}}$ mmHg
C-19	19,5	298,5	0,83	0,201	0,2476	18,91
C-20	19,5	299,0	0,83	0,201	0,2830	19,65
C-21	19,4	298,0	0,83	0,201	0,3130	21,35
C-22	19,4	298,0	0,83	0,201	0,3407	22,51
C-23	19,5	299,0	0,83	0,201	0,3672	23,12
C-24	19,5	298,0	0,83	0,201	0,3901	24,18
C-25	18,9	299,0	0,83	0,134	0,2474	21,99
C-26	19,4	299,0	0,83	0,134	0,2815	23,67
C-27	19,9	299,5	0,83	0,134	0,3127	25,00
C-28	20,00	300,0	0,83	0,134	0,3411	25,99
C-29	20,1	300,0	0,83	0,134	0,3668	26,75
C-30	19,7	299,0	0,83	0,134	0,3934	26,86
C-31	20,6	298,0	0,83	0,089	0,2496	25,69
C-32	20,6	298,0	0,83	0,089	0,2845	27,12
C-33	20,6	298,0	0,83	0,089	0,3159	28,33
C-34	20,6	298,5	0,83	0,089	0,3448	27,79
C-35	20,5	298,5	0,83	0,089	0,3697	30,28
C-36	20,4	298,5	0,83	0,089	0,3939	31,14

TABLA 5.14 (continuación)

Absorción de NH_3 en H_2O . Columna de anillos Rasehig de 25 mm

Exp	T_{mL} °C	T_{mG} °K	H m	L_{m} $\frac{\text{m}^3}{\text{hr} \cdot \text{m}}$	V_{G} $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$	$(\Delta P_{\text{NH}_3})_{\text{ml}}$ mmHg
C-37	19,0	299,0	0,63	0,201	0,2490	23,26
C-38	19,0	299,0	0,63	0,201	0,2844	24,85
C-39	19,1	299,0	0,63	0,201	0,3155	25,74
C-40	19,2	299,0	0,63	0,201	0,3436	27,29
C-41	19,3	299,0	0,63	0,201	0,3690	27,75
C-42	19,4	298,0	0,63	0,201	0,3921	28,82
C-43	19,1	295,0	0,63	0,134	0,3490	26,92
C-44	19,2	295,0	0,63	0,134	0,2843	28,23
C-45	19,2	295,0	0,63	0,134	0,3158	29,46
C-46	19,3	295,0	0,63	0,134	0,3435	30,70
C-47	19,4	295,0	0,63	0,134	0,3694	31,56
C-48	19,5	295,0	0,63	0,134	0,3936	32,15
C-49	20,6	298,0	0,63	0,089	0,2514	29,74
C-50	20,7	298,0	0,63	0,089	0,2865	31,23
C-51	20,8	298,0	0,63	0,089	0,3182	32,52
C-52	20,8	298,5	0,63	0,089	0,3476	34,14
C-53	20,8	298,5	0,63	0,089	0,3723	34,39
C-54	20,9	298,5	0,63	0,089	0,3967	35,19

TABLA 5.14 (continuación)

Absorción de NH_3 en H_2O . Columna de anillos Rasehig de 25 mm

Exp	N_A $\frac{\text{molKg}}{\text{hr}}$	k_{GA} $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{atm}}$	k_{LA} $\frac{1}{\text{hr}}$	k_{GA} $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{atm}}$	$(k_{GA})_{20^\circ\text{C}}$ $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{atm}}$	V $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$
C-1	0,170979	119,08	49,129	121,78	122,36	0,550
C-2	0,196397	129,81	49,129	133,07	133,65	0,602
C-3	0,219139	137,81	49,044	141,51	142,10	0,648
C-4	0,241882	137,61	49,044	141,33	141,92	0,690
C-5	0,259273	142,60	49,129	146,64	147,28	0,729
C-6	0,276665	146,78	49,129	151,09	151,75	0,765
C-7	0,164608	93,88	36,333	96,25	96,69	0,510
C-8	0,187766	101,33	36,333	104,14	104,62	0,563
C-9	0,208252	106,80	36,4-1	109,97	110,47	0,609
C-10	0,229629	109,39	36,450	112,76	113,29	0,651
C-11	0,245662	115,23	36,450	118,99	119,56	0,689
C-12	0,262585	118,02	36,518	122,02	122,60	0,725
C-13	0,155588	75,30	26,796	77,46	77,74	0,485
C-14	0,176308	79,92	26,832	82,40	82,71	0,536
C-15	0,195253	85,03	26,882	87,87	88,21	0,582
C-16	0,215382	89,14	26,975	92,33	92,75	0,625
C-17	0,228407	92,12	26,975	95,54	95,98	0,662
C-18	0,243207	05,21	27,067	98,92	99,39	9,699

TABLA 5.14 (continuación)

Absorción de NH_3 en H_2O . Columna de anillos Rasehig de 25 mm

Exp	N_A $\frac{\text{molKg}}{\text{hr}}$	k_G^a $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{atm}}$	k_L^a $\frac{1}{\text{hr}}$	k_G^a $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{atm}}$	$(k_G^a)_{20^\circ}$ $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{atm}}$	V $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$
C-19	0,165627	118,29	56,150	120,66	121,24	0,548
C-20	0,189708	130,41	56,150	133,33	134,01	0,602
C-21	0,208437	131,82	56,073	134,82	135,38	0,648
C-22	0,231179	138,72	56,073	142,07	142,66	0,690
C-23	0,245895	143,61	56,073	147,23	147,99	0,730
C-24	0,260611	145,53	56,150	149,28	150,05	0,765
C-25	0,155701	95,61	40,972	97,73	98,18	0,508
C-26	0,175296	100,01	41,330	102,41	102,93	0,559
C-27	0,192219	103,83	41,677	106,48	107,13	0,606
C-28	0,213596	110,97	41,749	114,05	114,81	0,649
C-29	0,224285	113,22	41,818	116,45	117,23	0,688
C-30	0,240318	120,82	41,534	124,48	125,14	0,728
C-31	0,143747	75,54	31,037	77,52	77,89	0,484
C-32	0,162100	80,72	31,037	83,01	83,40	0,537
C-33	0,177492	84,60	31,037	87,13	87,55	0,583
C-34	0,195253	88,52	31,037	91,33	91,85	0,626
C-35	0,205910	91,84	30,986	94,87	95,41	0,664
C-36	0,219526	95,21	39,934	97,48	99,02	0,700

TABLA 5.14 (continuación)

Absorción de NH₃ en H₂O. Columna de anillos Rasehig de 25 mm

Exp	N _A $\frac{\text{molKg}}{\text{hr}}$	k _G ^a $\frac{\text{molKg}}{\text{hr.m}^3.\text{atm}}$	k _L ^a $\frac{1}{\text{hr}}$	k _G ^a $\frac{\text{molKg}}{\text{hr.m}^3.\text{atm}}$	(k _G ^a) _{20°} $\frac{\text{molKg}}{\text{hr.m}^3.\text{atm}}$	V $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$
C-37	0,153587	117,51	63,96	119,49	120,06	0,550
C-38	0,172316	123,40	63,91	125,61	126,20	0,604
C-39	0,191046	132,08	64,03	134,63	135,28	0,652
C-40	0,209775	136,78	64,14	139,56	140,25	0,694
C-41	0,223153	143,10	64,24	146,18	146,90	0,733
C-42	0,235193	145,20	64,36	148,40	149,02	0,768
C-43	0,141449	93,50	47,19	95,26	95,35	0,540
C-44	0,159263	100,39	47,27	102,45	102,56	0,563
C-45	0,174405	105,36	47,27	107,65	107,77	0,610
C-46	0,192219	111,40	47,35	114,00	114,13	0,652
C-47	0,202017	113,91	47,44	116,65	116,81	0,691
C-48	0,215378	119,20	47,50	122,24	122,40	0,728
C-49	0,127170	76,08	35,62	77,80	78,21	0,487
C-50	0,141971	80,90	35,68	82,87	83,32	0,539
C-51	0,154404	84,50	35,74	86,68	87,16	0,587
C-52	0,168020	87,56	35,74	89,93	90,46	0,630
C-53	0,178084	92,14	35,74	94,77	95,33	0,668
C-54	0,189925	96,03	35,80	98,93	99,53	0,704

TABLA 5.15

Absorción de NH_3 en H_2O . Columna de anillos Rasehig de 35 mm

Exp	T_{mL} °C	T_{mG} °K	H m	L_{m} $\frac{\text{m}^3}{\text{hr} \cdot \text{m}}$	V_{G} $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$	$(\Delta P_{\text{NH}_3})_{\text{ml}}$ mmHg
C-55	18,8	300,0	0,63	0,203	0,2479	25,33
C-56	19,1	300,0	0,63	0,203	0,2821	26,62
C-57	19,6	300,0	0,63	0,203	0,3127	27,93
C-58	19,9	300,0	0,63	0,203	0,3407	29,15
C-59	19,8	300,0	0,63	0,203	0,3661	29,82
C-60	19,2	300,0	0,63	0,203	0,3902	30,48
C-61	18,8	299,0	0,63	0,135	0,2474	28,42
C-62	19,2	299,5	0,63	0,135	0,2820	30,22
C-63	19,4	299,5	0,63	0,135	0,3125	31,51
C-64	19,4	300,0	0,63	0,135	0,3410	32,86
C-65	19,5	300,0	0,63	0,135	0,3667	33,46
C-66	19,5	299,5	0,63	0,135	0,3906	33,80
C-67	19,0	300,0	0,63	0,283	0,2477	21,48
C-68	19,1	300,0	0,63	0,283	0,2815	23,00
C-69	19,3	300,0	0,63	0,283	0,3118	24,46
C-70	18,8	300,0	0,63	0,283	0,3402	25,78
C-71	18,7	300,0	0,63	0,283	0,3656	26,62
C-72	18,8	300,0	0,63	0,283	0,3892	27,51

TABLA 5.15 (continuación)

Absorción de NH_3 en H_2O . Columna de anillos Rasehig de 35 mm

Exp	T_{mL} °C	T_{mG} °K	H m	L_{m} $\frac{\text{m}^3}{\text{hr} \cdot \text{m}}$	V_G $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$	$(\Delta P_{\text{NH}_3})_{\text{mL}}$ mmHg
C-73	18,8	297,0	0,83	0,135	0,2465	24,44
C-74	18,8	297,0	0,83	0,135	0,2801	25,55
C-75	19,0	297,0	0,83	0,135	0,3097	27,17
C-76	19,4	297,0	0,83	0,135	0,3389	28,41
C-77	19,8	298,0	0,83	0,135	0,3651	28,80
C-78	20,3	298,0	0,83	0,135	0,3894	29,66
C-79	18,5	298,5	0,83	0,203	0,2459	20,71
C-80	18,7	298,5	0,83	0,203	0,2802	22,45
C-81	19,4	299,0	0,83	0,203	0,3111	23,68
C-82	19,5	299,0	0,83	0,203	0,3388	25,00
C-83	19,2	300,0	0,83	0,203	0,3659	25,44
C-84	19,2	300,0	0,83	0,203	0,3890	26,24
C-85	18,6	299,0	0,83	0,283	0,2465	17,70
C-86	18,6	299,5	0,83	0,283	0,2801	18,54
C-87	18,6	300,0	0,83	0,283	0,3109	19,80
C-88	19,3	300,0	0,83	0,283	0,3391	21,75
C-89	19,0	300,0	0,83	0,283	0,3645	22,27
C-90	18,9	300,0	0,83	0,283	0,3880	22,52

TABLA 5.15 (continuación)

Absorción de NH_3 en H_2O . Columna de anillos Raschig de 35 mm

Exp	T_{mL} °C	T_{mG} °K	H m	I_{m} $\frac{\text{m}^3}{\text{hr} \cdot \text{m}}$	V_{G} $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$	$(\Delta P_{\text{NH}_3})_{\text{ml}}$ mmHg
C-91	18,8	296,5	1,07	0,135	0,2458	20,40
C-92	19,9	296,5	1,07	0,135	0,2796	22,63
C-92	19,9	297,0	1,07	0,135	0,3103	22,88
C-94	19,8	297,0	1,07	0,135	0,3387	24,21
C-95	19,6	297,5	1,07	0,135	0,3660	25,09
C-96	19,9	298,5	1,07	0,135	0,3897	25,50
C-97	18,3	297,0	1,07	0,203	0,2458	16,96
C-98	18,6	297,5	1,07	0,203	0,2778	18,43
C-99	19,1	298,0	1,07	0,203	0,3105	19,60
C-100	19,0	298,0	1,07	0,203	0,3386	20,93
C-101	19,1	298,0	1,07	0,203	0,3641	21,21
C-102	18,1	298,0	1,07	0,203	0,3876	21,94
C-103	18,6	298,5	1,07	0,283	0,2466	14,57
C-104	19,3	298,0	1,07	0,283	0,2804	15,08
C-105	19,1	298,0	1,07	0,283	0,3108	16,03
C-106	18,8	298,0	1,07	0,283	0,3383	17,11
C-107	18,7	298,5	1,07	0,283	0,3645	17,90
C-108	18,8	298,0	1,07	0,283	0,3877	18,90

TABLA 5.15 (continuación)

Absorción de NH₃ en H₂O. Columna de anillos Rasehig de 35 mm

Exp	N _A molKg hr	k _G ^a molKg hr.m ³ .atm	k _L ^a l hr	k _G ^a molKg hr.m ³ .atm	(k _G ^a) _{20°} molKg hr.m ³ .atm	V m seg
C-55	0,145823	102,44	48,265	104,48	105,05	0,523
C-56	0,164528	109,98	48,612	112,38	113,02	0,571
C-57	0,179492	114,34	48,959	117,00	117,74	0,614
C-58	0,195391	119,26	49,126	122,22	123,03	0,654
C-59	9,205679	122,74	42,099	125,87	126,69	9,690
C-60	0,217837	127,19	48,698	130,50	131,27	0,724
C-61	0,132070	83,25	35,529	85,13	85,60	0,484
C-62	0,147898	87,07	35,848	89,18	89,71	0,532
C-63	0,160330	90,57	35,949	92,89	93,45	0,575
C-64	0,175871	95,22	35,949	97,81	98,41	0,615
C-65	0,184574	98,15	36,011	100,92	101,56	0,651
C-66	0,194529	102,40	36,011	105,44	106,10	0,684
C-67	0,156778	129,85	62,310	132,35	133,10	0,567
C-68	0,177695	137,44	62,495	140,27	141,08	0,616
C-69	0,194691	141,65	62,729	144,71	145,56	0,659
C-70	0,214301	147,92	62,245	151,25	152,11	0,699
C-71	0,226067	151,11	61,943	154,58	155,40	0,736
C-72	0,239140	154,69	62,055	158,36	159,24	0,769

TABLA 5.15 (continuación)

Absorción de NH_3 en H_2O . Columna de anillos Rasehig de 35 mm

Exp	N_A $\frac{\text{molKg}}{\text{hr}}$	k_G^a $\frac{\text{molKg}}{\text{hr.m}^3.\text{atm}}$	k_L^a $\frac{1}{\text{hr}}$	k_G^a $\frac{\text{molKg}}{\text{hr.m}^3.\text{atm}}$	$(k_G^a)_{20^\circ}$ $\frac{\text{molKg}}{\text{hr.m}^3.\text{atm}}$	V $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$
C-73	0,147898	81,72	30,954	83,83	84,06	0,482
C-74	0,166546	88,03	30,954	90,52	90,76	0,530
C-75	0,182087	90,50	31,084	93,16	93,43	0,570
C-76	0,200114	95,12	31,320	98,13	98,54	0,612
C-77	0,212547	99,65	31,489	103,04	103,51	0,649
C-78	0,224358	102,16	31,806	105,80	106,33	0,683
C-79	0,159852	104,23	41,856	106,65	107,06	0,520
C-80	0,180427	108,56	41,978	111,23	111,68	0,568
C-81	0,198197	113,01	42,547	116,01	116,61	0,612
C-82	0,217837	117,64	42,609	120,94	121,56	0,651
C-83	0,230930	122,59	42,397	126,15	126,90	0,689
C-84	0,244959	125,83	42,397	129,60	130,37	0,722
C-85	0,165929	126,54	53,907	124,24	129,81	0,566
C-86	0,190769	138,97	53,907	142,27	142,95	0,614
C-87	0,210379	143,51	53,907	147,07	147,86	0,658
C-88	0,229989	142,83	54,651	146,47	147,34	0,698
C-89	0,244370	148,18	54,286	152,09	152,96	0,734
C-90	0,261365	156,74	54,229	161,13	162,05	0,768

TABLA 5.15 (continuación)

Absorción de NH_3 en H_2O . Columna de anillos Raschig de 35 mm

Exp	NA $\frac{\text{molKg}}{\text{hr}}$	k_G $\frac{\text{molKg}}{\text{hr.m}^3.\text{atm}}$	k_L $\frac{1}{\text{hr}}$	k_G $\frac{\text{molKg}}{\text{hr.m}^3.\text{atm}}$	$(k_G a)_{20^\circ}$ $\frac{\text{molKg}}{\text{hr.m}^3.\text{atm}}$	V $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$
C-91	0,159709	82,03	27,262	84,47	84,40	0,481
C-92	0,178357	82,57	27,760	85,17	85,44	0,529
C-93	0,198871	91,06	27,760	94,26	94,60	0,572
C-94	0,218763	94,67	27,733	98,16	98,55	0,612
C-95	0,227466	94,98	27,654	98,48	98,85	0,650
C-96	0,245493	100,86	27,760	104,89	105,43	0,683
C-97	0,167334	103,38	36,872	106,07	106,20	0,519
C-98	0,190715	108,38	36,931	111,42	111,74	0,565
C-99	0,210355	112,44	37,301	115,80	116,25	0,611
C-100	0,231866	116,05	37,190	119,66	120,12	0,651
C-101	0,247765	122,37	37,301	126,42	126,90	0,687
C-102	0,263664	125,90	36,704	130,07	130,44	0,720
C-103	0,171158	123,08	47,478	125,99	126,43	0,566
C-104	0,197305	137,02	48,125	140,78	141,35	0,614
C-105	0,219530	143,50	47,959	147,64	148,20	0,657
C-106	0,243062	148,83	47,617	153,30	153,91	0,697
C-107	0,258750	151,44	47,530	156,07	156,61	0,734
C-108	0,275746	152,87	47,645	157,64	158,12	0,767

TABLA 5.16

Absorción de NH_3 en H_2O . Columna de anillos Rasehig de 50 mm

Exp	T_{mL} °C	T_{mG} °K	H m	I_{m} $\frac{\text{m}^3}{\text{hr.m}}$	V_{G} $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$	$(\Delta P_{\text{NH}_3})_{\text{ml}}$ mmHg
C-109	18,8	297,0	1,07	0,285	0,2456	15,68
C-110	18,9	297,5	1,07	0,285	0,2802	16,86
C-111	18,9	297,5	1,07	0,285	0,3107	17,98
C-112	19,0	297,5	1,07	0,285	0,3377	19,20
C-113	19,1	298,0	1,07	0,285	0,3631	19,91
C-114	19,2	297,5	1,07	0,285	0,3861	20,28
C-115	19,1	297,0	1,07	0,201	0,2463	18,39
C-116	19,1	297,0	1,07	0,201	0,2806	19,72
C-117	19,2	297,0	1,07	0,201	0,3388	22,16
C-118	19,3	297,0	1,07	0,201	0,3388	22,16
C-119	19,4	297,0	1,07	0,201	0,3633	22,54
C-120	19,5	297,0	1,07	0,201	0,3867	23,32
C-121	19,5	296,0	1,07	0,135	0,2480	21,68
C-122	19,5	296,0	1,07	0,135	0,2820	23,05
C-123	19,6	296,5	1,07	0,135	0,3128	24,12
C-124	19,7	296,0	1,07	0,135	0,3396	25,70
C-125	19,8	297,0	1,07	0,135	0,3654	26,14
C-126	19,9	297,0	1,07	0,135	0,3883	26,81

TABLA 5.16 (continuación)

Absorción de NH_3 en H_2O . Columna de anillos Rasehig de 50 mm

Exp	T_{mL} °C	T_{mG} °K	H m	L_{m} $\frac{\text{m}^3}{\text{hr} \cdot \text{m}}$	V_{G} $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$	$(\Delta P_{\text{NH}_3})_{\text{mL}}$ mmHg
C-127	18,6	298,0	0,83	0,285	0,2493	19,39
C-128	18,8	298,0	0,83	0,285	0,2829	20,18
C-129	18,9	298,0	0,83	0,285	0,3128	21,63
C-130	19,0	298,0	0,83	0,285	0,3395	23,23
C-131	19,1	297,5	0,83	0,285	0,3640	23,97
C-132	19,2	297,5	0,83	0,285	0,3872	24,69
C-133	19,0	296,5	0,83	0,201	0,2478	22,14
C-134	19,0	296,5	0,83	0,201	0,2822	23,48
C-135	19,1	296,5	0,83	0,201	0,3117	24,09
C-136	19,2	296,5	0,83	0,201	0,3403	26,35
C-137	19,3	297,0	0,83	0,201	0,3652	27,00
C-138	19,3	296,5	0,83	0,201	0,3882	27,83
C-139	19,4	295,0	0,83	0,135	0,2488	25,80
C-140	19,6	295,0	0,83	0,135	0,2831	27,04
C-141	19,7	295,5	0,83	0,135	0,3134	28,17
C-142	19,9	295,5	0,83	0,135	0,3409	29,77
C-143	20,0	295,5	0,83	0,135	0,3658	30,55
C-144	20,2	296,0	0,83	0,135	0,3893	31,19

TABLA 5.16 (continuación)

Absorción de NH_3 en H_2O . Columna de anillos Rasehig de 50 mm

Exp	T_{mL} °C	T_{mG} °K	H m	L_{m} $\frac{\text{m}^3}{\text{hr.m}}$	V_{G} $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$	$(\Delta P_{\text{NH}_3})_{\text{mL}}$ mmHg
C-145	19,0	295,0	0,63	0,285	0,2471	23,45
C-146	19,1	295,0	0,63	0,285	0,2818	25,28
C-147	19,2	295,0	0,63	0,285	0,3126	26,46
C-148	19,2	295,0	0,63	0,285	0,3395	27,55
C-149	19,3	295,0	0,63	0,285	0,3647	28,61
C-150	19,4	295,0	0,63	0,285	0,3880	29,32
C-151	19,5	293,5	0,63	0,201	0,2504	26,45
C-152	19,5	294,0	0,63	0,201	0,2854	27,44
C-153	19,6	294,0	0,63	0,201	0,3161	28,22
C-154	19,6	294,0	0,63	0,201	0,3447	30,47
C-155	19,7	294,0	0,63	0,201	0,3699	31,26
C-156	19,7	294,0	0,63	0,201	0,3935	32,13
C-157	19,7	296,5	0,63	0,135	0,2490	29,97
C-158	19,8	297,0	0,63	0,135	0,2839	31,32
C-159	19,9	297,0	0,63	0,135	0,3144	32,46
C-160	20,1	297,0	0,63	0,135	0,3419	34,10
C-161	20,2	297,5	0,63	0,135	0,3676	34,68
C-162	20,2	297,0	0,63	0,135	0,3913	35,65

TABLA 5.16 (continuación)

Absorción de NH_3 en H_2O . Columna de anillos Rasehig de 50 mm

Exp	NA $\frac{\text{molKg}}{\text{hr}}$	k_{Ga} $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{atm}}$	$k_L a$ $\frac{\text{l}}{\text{hr}}$	k_{Ga} $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{atm}}$	$(k_{Ga})_{20^\circ}$ $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{atm}}$	V $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$
C-109	0,171293	114,47	36,980	117,87	118,18	0,555
C-110	0,196184	121,90	37,045	125,83	126,24	0,603
C-111	0,218309	127,19	37,045	131,51	131,94	0,645
C-112	0,242278	132,20	37,110	136,94	137,39	0,683
C-113	0,258872	136,19	37,174	141,27	141,84	0,718
C-114	0,275466	142,26	37,239	147,87	148,38	0,749
C-115	0,166326	94,74	28,610	97,90	98,18	0,509
C-116	0,189083	100,45	28,610	104,06	104,35	0,556
C-117	0,209890	105,71	28,660	109,76	110,09	0,598
C-118	0,231997	109,69	28,706	114,12	114,46	0,636
C-119	0,248252	115,35	28,760	120,30	120,69	0,670
C-120	0,265157	119,09	28,799	124,43	124,84	0,700
C-121	0,156969	75,85	21,350	78,72	78,90	0,474
C-122	0,178345	81,05	21,350	84,38	84,57	0,521
C-123	0,197105	85,59	21,389	89,36	89,62	0,562
C-124	0,216736	98,33	21,427	92,40	92,63	0,601
C-125	0,231569	92,81	21,463	97,36	97,71	0,637
C-126	0,246838	96,46	21,500	101,43	101,80	0,668

TABLA 5.16 (continuación)

Absorción de NH_3 en H_2O . Columna de anillos Rasehig de 50 mm

Exp	N_A $\frac{\text{molKg}}{\text{hr}}$	k_G^a $\frac{\text{molKg}}{\text{hr.m}^3.\text{atm}}$	k_L^a $\frac{1}{\text{hr}}$	k_G^a $\frac{\text{molKg}}{\text{hr.m}^3.\text{atm}}$	$(k_G^a)_{20^\circ}$ $\frac{\text{molKg}}{\text{hr.m}^3.\text{atm}}$	V $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$
C-127	0,162996	113,54	41,841	116,44	116,84	0,561
C-128	0,186965	125,10	41,981	128,70	129,16	0,607
C-129	0,207246	129,39	42,061	133,30	133,78	0,648
C-130	0,228450	132,83	42,135	137,00	137,53	0,685
C-131	0,243200	137,03	42,208	141,52	142,00	0,719
C-132	0,259794	142,11	42,282	146,99	147,50	0,751
C-133	0,155923	95,10	32,428	97,87	98,10	0,511
C-134	0,176730	101,63	32,428	104,83	105,07	0,558
C-135	0,192985	108,19	32,484	111,87	112,15	0,599
C-136	0,214441	109,92	32,540	113,77	114,06	0,638
C-137	0,228096	114,06	32,594	118,25	118,61	0,675
C-138	0,242400	117,61	32,594	122,10	122,42	0,704
C-139	0,143881	75,31	24,208	77,76	77,86	0,475
C-140	0,163076	81,45	24,286	84,38	84,51	0,522
C-141	0,179218	85,91	24,333	89,22	89,40	0,563
C-142	0,196668	89,23	24,412	92,86	93,07	0,601
C-143	0,208011	91,94	24,454	95,84	96,06	0,635
C-144	0,221099	95,75	24,534	100,03	100,34	0,667

TABLA 5.16 (continuación)

Absorción de NH_3 en H_2O . Columna de anillos Resehig de 50 mm

Exp	N_A $\frac{\text{molKg}}{\text{hr}}$	k_G^a $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{atm}}$	k_L^a $\frac{1}{\text{hr}}$	k_G^a $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{atm}}$	$(k_G^a)_{20^\circ}$ $\frac{\text{molKg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{atm}}$	V $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$
C-145	0,153777	116,68	48,363	119,36	119,47	0,558
C-146	0,172215	121,21	48,447	124,15	124,27	0,605
C-147	0,189730	127,59	48,529	130,89	131,04	0,648
C-148	0,210012	135,63	48,529	139,41	139,57	0,685
C-149	0,221075	137,48	48,610	141,39	141,56	0,720
C-150	0,235825	143,10	48,700	147,38	147,58	0,752
C-151	0,141619	95,27	37,532	97,70	97,70	0,515
C-152	0,161125	104,49	37,532	107,46	107,50	0,561
C-153	0,172828	108,98	37,602	112,24	112,31	0,605
C-154	0,191034	111,57	37,602	115,02	115,10	0,644
C-155	0,200787	114,28	37,666	117,93	118,00	0,679
C-156	0,212491	117,66	37,666	121,56	121,63	0,711
C-157	0,127303	75,59	27,924	77,73	77,97	0,476
C-158	0,142136	80,74	27,972	83,22	83,52	0,523
C-159	0,156096	85,56	28,020	88,38	88,70	0,565
C-160	0,170929	89,20	28,115	92,33	92,68	0,602
C-161	0,180091	92,41	28,161	95,80	96,22	0,637
C-162	0,190561	95,12	28,161	98,73	99,16	0,670

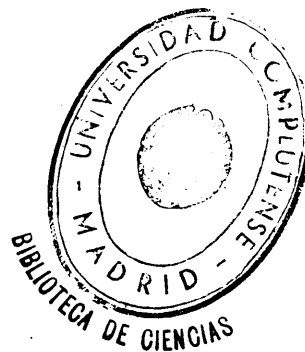
6. CONCLUSIONES

Como resultado de la presente investigación se ha llegado a las siguientes conclusiones:

- a) Si el coeficiente individual de transferencia de materia a través de la fase gaseosa se expresa en función de la velocidad relativa del gas con respecto a la superficie del líquido, es independiente de las condiciones de circulación del líquido, como era de esperarse y en contra de los resultados de algunas investigaciones anteriores.
- b) Se ha propuesto una ecuación dimensional (5.7), para el cálculo de la velocidad del líquido en la interfase, necesaria para evaluar la velocidad relativa del gas, válida para agua y disoluciones acuosas diluidas; y otra adimensional más general, (5.5), pero que debe ser confirmada experimentalmente utilizando un intervalo más amplio para las propiedades físicas del líquido: μ , ρ y σ .
- c) Los resultados experimentales indican, que al igual que en el transporte de cantidad de movimiento, la velocidad de transferencia de materia a través de la fase gaseosa desde un gas a un líquido que desciende por un relleno depende fundamentalmente de las fuerzas de inercia por unidad de volumen de la corriente gaseosa, ρV^2 , y no del módulo de Reynolds, en los intervalos de éste último, generalmente utilizados en la práctica.
- d) Se ha propuesto una correlación general para el cálculo del coeficiente individual de transferencia de materia correspondiente a la fase gaseosa, (5.14).
- e) De acuerdo con los resultados experimentales de esta investigación comparados con los encontrados en la bibliografía se ha llegado a la conclusión de que la fracción de área seca efectiva, a/a_g , de-

pende del % de la resistencia total a la transferencia de materia que represente cada una de las dos fases implicadas, y, por tanto, no es posible proponer una correlación general para ésta que no incluya los dos coeficientes individuales de transferencia de materia.

- f) Se ha propuesto una correlación de a/a_g , (5.24), válida para anillos Raschig de distintos tamaños, agua o disoluciones acuosas no muy concentradas como líquido y procesos de transferencia de materia en que la resistencia de la fase gaseosa sea dominante.



7. RECOMENDACIONES

A la vista de los resultados obtenidos, es evidente que conviene continuar la investigación de este tema por las siguientes líneas:

- a) Estudio de la influencia de las propiedades físicas de la mezcla gaseosa en el coeficiente de transferencia de materia, k_G .
- b) Estudio de procesos con altas velocidades de transferencia de materia, al objeto de confirmar la influencia del factor de impulsión y comprobar en que forma la velocidad de transferencia de materia afecta al coeficiente k_G .
- c) Investigar como influye sobre la fracción de área seca efectiva la resistencia opuesta a la transferencia de materia por cada una de las dos fases implicadas y tratar de relacionarla con la retención de líquido en la columna.
- d) Extender los resultados obtenidos en esta investigación a otros tipos de rellenos empleados industrialmente.

8. APENDICES

8.1. INSTALACION DE LABORATORIO

8.1.1. Detalles del aparato

i) *Características de la columna*

Las dimensiones generales de la columna de vidrio Pyrex utilizada se indicaron en la figura 3.1. Las distintas esferas y cilindros de grafito, cuyas dimensiones se indicaron en el apartado 5.1, se colocaban en el eje central de la columna, atravesados por un hilo de nylon que se mantenía tenso mediante dos tornillos de presión colocados en los extremos de la columna. El rosario de esferas y cilindros quedó siempre dentro de la zona encamisada de la columna.

Para regular la entrada de aire en la columna se utilizó una llave de paso de bronce tipo Jenkins. El caudal de amoníaco se reguló mediante una válvula de aguja construida en hierro, colocada en el cilindro que lo contenía. Como mezclador se utilizó un tubo de vidrio, con dos estrechamientos a ambos lados, llenos de pequeños anillos Raschig, así se conseguirá una mezcla gaseosa homogénea, sin provocar pérdida de presión apreciables.

La superficie interfacial A, para los distintos elementos de columna utilizados y para cada caudal de líquido, se dedujo de las gráficas obtenidas experimentalmente por Costa, Costa y Mijarra (51).

La sección normal S_N de la columna vale $10,17 \text{ cm}^2$ y para calcular la velocidad del gas V_G en la columna, se calculó previamente el espacio libre para la circulación del gas mediante la expresión:

$$\epsilon = \frac{v - (v' + v_L)}{v} \quad (8.1)$$

donde v representa el volumen de la columna, v' el volumen de las esferas y cilindros y v_L el volumen de líquido que para cada caudal del mis

mo hay sobre las esferas y cilindros, deducido de las gráficas anterior
mente citadas (51). Así la sección libre para el paso de gas en la colum
na viene dada por:

$$S = S_N \epsilon \quad (8.2)$$

y la velocidad del gas:

$$v_G = \frac{q_G}{S} \quad (8.3)$$

Con todo ello se construye la siguiente tabla 8.1.

TABLA 8.1

<u>q_L (lit/hr)</u>	<u>A (cm²)</u>	<u>v_L (cm³)</u>	<u>ϵ (%)</u>	<u>S (cm²)</u>
sistema NH ₃ -aire-H ₂ O				
esferas 11 mm				
5,425	86,60	2,590	94,10	9,570
7,300	87,50	2,935	94,00	9,560
9,330	88,50	3,290	93,90	9,550
esferas 15 mm				
6,515	156,75	4,545	89,45	9,100
esferas 21 mm				
6,830	302,00	9,300	79,79	8,114
sistema NH ₃ -aire-SO ₄ H ₂ 3N				
esferas 11 mm				
5,445	86,65	2,595	94,10	9,570
8,870	88,30	3,160	93,95	9,555
12,80	90,30	3,950	93,75	9,540
esferas 15 mm				
7,56	157,30	4,800	89,30	9,090
esferas 21 mm				
10,57	303,00	10,000	79,50	8,070

El perímetro medio para cada columna se determinó dividiendo el va
lor de la superficie mojada por el líquido por la altura total de los

elementos. Los resultados se han resumido en la tabla 3.1.

ii) Caudal de aire y amoniaco

Debido a la pequeñez del caudal a medir, se utilizaron, como diafragmas medidores, cortos, capilares de vidrio intercalados uno en la conducción de aire y otro en la de amoniaco, entre dos "tes" también de vidrio, cuyas ramas, debidamente conectadas a las dos ramas de un tubo manométrico en U, lleno de agua hasta la mitad el de aire y de silicona Rhodosil el de amoniaco, permiten leer la depresión producida en aquel. Para medir la presión postdiafragma, la misma rama que sirve para medir la presión después del capilar, está conectada mediante una "te" de vidrio a otro tubo manométrico de rama abierta. También se miden las temperaturas del gas después de los diafragmas mediante termómetros alojados en otros "tes" de vidrio colocadas tras los capilares.

Ambos orificios se calibraron experimentalmente con un contador de gas contratado, cuyo error era inferior al 2%. El caudal de gas se relacionó con la pérdida de carga a través del orificio representando

$$q_{po} = \sqrt{\frac{P_{po}}{T_{po}}} \frac{M}{\rho_{po}}$$

frente a la diferencia manométrica, h , en cm, en papel doble logarítmico, teniendo estos símbolos el siguiente significado:

q_{po} = caudal de gas en lit/hr en condiciones post-orificio.

M = peso molecular del gas.

P_{po} = presión post-orificio en mm Hg

T_{po} = temperatura post-orificio en °K.

De esta forma se pudo disponer del caudal de gas necesario en cualquier condición de presión y temperatura.

En las tablas 8.2 y 8.3 se resumen los datos de calibrado que se representan respectivamente, en las figuras 8.1 y 8.2.

El calibrado del diafragma de amoniaco se confirmó haciéndolo pasar durante dos intervalos de tiempo determinados a través del mismo y absorbiéndolo en un volumen conocido de ácido sulfúrico titulado que posteriormente se valoraba con hidróxido sódico titulado también. Midiendo el Δh correspondiente a cada caudal de amoniaco, los resultados se presentaron como en el caso del aire. Tabla 8.4.

TABLA 8.2

Calibrado del diafragma de aire (con aire húmedo)

Δh cm H_2O	T_{po} °K	P_{po} mm Hg	q m^3/hr	$q \sqrt{\frac{P_{po} M}{T_{po}}}$
2	288	701	1,925	16,17
8	287	715	3,925	33,35
14	287	728	5,230	44,80
20	287	741	6,260	54,20
26	287	756	7,170	62,60
32	287	773	8,080	71,50

TABLA 8.3

Calibrado del diafragma de soluto con aire

Δh cm sil	T_{po} °K	P_{po} mm Hg	q_s m^3/hr	$q \sqrt{\frac{P_{po} M}{T_{po}}}$
1,25	295	705,6	0,0526	0,438
2,50	295	706,0	0,0771	0,642
5,30	295	710,1	0,1131	0,945
9,70	295	712,1	0,1602	1,340
15,15	295	715,6	0,2000	1,677
19,65	295	719,6	0,2319	1,950
26,35	295	722,6	0,2592	2,285
31,0	295	727,1	0,2918	2,466

TABLA 8.4

Calibrado del diafragma de soluto por valoración de amoníaco absorbido sobre ácido.

Δh cm sil	tiempo seg	NH_3 absorbido gr	T_{po} °K	P_{po} mm Hg	q_s m^3/hr	$q \sqrt{\frac{P_{po} M}{T_{po}}}$
7,2	133	4,285	294	724,7	0,1724	1,115
14,5	92	4,421	294	737,2	0,2530	1,650

Para evitar posibles causas de error se comprobaban los calibrados periódicamente.

iii) Caudal de líquido

Para medir el caudal de líquido en cada experimento se intercaló, a la entrada de la columna un pequeño capilar de vidrio entre dos "tes" también de vidrio conectadas a un tubo en U; de esta forma bastaba una lectura manométrica para conocer su valor; esto permitía también comprobar la constancia del caudal durante el experimento. El calibrado se llevó a cabo por mediación directa del volumen de líquido recogido para cada depresión producida al atravesar el capilar. El líquido manométrico fue siempre el mismo que circulaba por la columna. En las tablas 8.5, 8.6 y 8.7 se dan los valores de los calibrados experimentalmente, que se han representado en la figura 8.3.

Para evitar posibles causas de error también se comprobaban estos calibrados periódicamente.

iv) Manómetros

Las medidas de presión en los distintos puntos del sistema, se realizarán mediante tubos manométricos de vidrio. En los manómetros diferenciales de aire y amoníaco una llave intercalada en una de las ramas permitía estrangular la columna manométrica y evitar las posibles oscilaciones excesivas de la misma.

Como líquido manométrico se utilizó mercurio en los manómetros de rama abierta. Para el manómetro diferencial que medía el caudal de aire, se utilizó agua destilada acidulada y coloreada con rojo de metilo y para el manómetro diferencial que medía el caudal de amoníaco se utilizó silicona RHODOSIL.

TABLA 8.5

Calibrado del diafragma para agua ($t_L = 21^\circ\text{C}$)

Columna de esferas de 11 mm

$\Delta h, \text{ cm H}_2\text{O}$	1,50	2,50	3,00	5,2	8,0	11,00	15,0	20
$q_L \cdot 10^3 \text{ m}^3/\text{hr}$	3,75	4,91	5,45	7,3	9,2	10,85	12,8	15

TABLA 8.6

Calibrado del diafragma para agua ($t_L = 25,5^\circ\text{C}$)

Columna de esferas de 15 mm

Columna de esferas de 21 mm

$\Delta h, \text{ cm H}_2\text{O}$	2,0	3,0	4,5	6,0	8,0	11,0	15,3
$q_L \cdot 10^3, \text{ m}^3/\text{hr}$	5,2	6,5	8,0	9,4	11,0	13,0	15,5

TABLA 8.7

Calibrado del diafragma para $\text{SO}_4\text{H}_2 \text{ 3N}$ ($t_L = 25^\circ\text{C}$)

$\Delta h, \text{ cm SO}_4\text{H}_2 \text{ 3N}$	2,0	5,0	8,0	12,00	18,00
$q_L \cdot 10^3, \text{ m}^3/\text{hr}$	5,5	9,0	11,5	14,18	17,84

v) *Termómetros*

Para medir la temperatura de la mezcla gaseosa a la entrada y salida de la columna, así como los post-orificio y las de entrada y salida del líquido, se utilizaron termómetros calibrados graduados en 0.1°C .

vi) *Datos de equilibrio*

Los datos de equilibrio para el sistema NH_3 -aire- H_2O encontrados en la bibliografía (52) se reseñan en la tabla 8.8 y se representan en la figura 8.4. Las concentraciones de líquido se expresan en kg de soluto por m^3 de agua y las presiones en atmósferas; sin embargo, durante los experimentos, las concentraciones de las disoluciones de salida se determinaron en kg de soluto por m^3 de disolución, no efectuándose corrección alguna, ya que los valores de las concentraciones de soluto en el líquido eran pequeñas.

vii) *Toma de muestras y método analítico*

En el estudio del sistema NH_3 -aire- H_2O el líquido se recogió a la sa lida de la columna en un matraz aforado de 100 cc en el que previamente se habían colocado 50 cc. de disolución titulada de SO_4H_2 con el que

el soluto reacciona rápidamente, formando un compuesto estable y evitan de así toda posible pérdida de amoníaco absorbido. En los experimentos con el sistema NH_3 -aire- SO_4H_2 3N, el líquido de salida de la columna se recogió directamente en el matraz, pues ya se había formado el $\text{SO}_4(\text{NH}_4)_2$ durante el proceso de absorción en la misma.

En ambos casos, la determinación cuantitativa del exceso de ácido sulfúrico se realizó valorando con una disolución de hidróxido sódico, usando como inyector una mezcla de rojo de metilo y azul de metileno, que en el punto de equivalencia pasa de color violáceo a color verde, siendo este cambio de color más visible que si se hubiera empleado rojo de metilo solo.

TABLA 8.8

Solubilidad del NH_3 en agua

C kg NH_3/m^3 H_2O	10°C atm.	20°C atm.	30°C atm.
100	0,0550	0,0916	0,1450
75	0,0393	0,0658	0,1050
50	0,0251	0,0417	0,0670
40	0,0212	0,0328	0,0528
30	0,1486	0,0240	0,0390
25		0,0197	0,0320
20		0,0158	0,0254

viii) Difusividad del NH_3 en H_2O

Los valores de la difusividad del amoníaco en agua se resumen en la tabla 8.9 y se representan en la figura 8.5.

TABLA 8.9

Valores de la difusividad del NH_3 en agua

Referencia	t°C	$D_L \cdot 10^6$
NORMAN (58)	15	6,34
PERRY (53)	20	7,34

ix) Densidades, viscosidades y tensión superficial

Los valores de las densidades, viscosidades y tensión superficial de las distintas disoluciones se tomaron de la bibliografía (53) y (54) y están representados en las figuras 8.6, 8.7 y 8.8.

8.1.2. Método de cálculo

Los cálculos de la presente investigación fueron realizados con ayuda del ordenador IBM 7080 del Centro de Cálculo de esta Universidad. Para ello se elaboró un programa en lenguaje FORTRAN IV.

i) Sistema NH_3 -aire- H_2O

Cálculo del experimento B-3

Como ejemplo de los cálculos se desarrollaron de modo completo los correspondientes a uno de los experimentos realizados, siguiendo el orden indicado en el programa y al final insertaremos éste en conjunto.

En la valoración cuantitativa de las dos muestras de líquido tomadas se encontró que los volúmenes de hidróxido sódico 0,5 N (factor = 0,982) para neutralizar el exceso de ácido existente en cada una de ellas fue de 16,75 y 16,70 cm^3 , respectivamente; se tomó el valor medio 16,725 cm^3 . Este resultado corresponde a la valoración de una muestra de 20 cm^3 tomada de un matraz aforado de 100 cm^3 de SO_4H_2 1 N (factor = 1,004). Por consiguiente, 16,725 x 5 es el volumen necesario para valorar los 50 cm^3 de muestra tomada de la columna. El número de miliequivalentes de NH_3 absorbidos en esta muestra de 50 cm^3 de líquido tomado de la columna, será la diferencia entre los miliequivalentes de ácido colocados previamente en el matraz (50x1x1,004) y los miliequivalentes de ácido en exceso hallados por valoración (16,725x0,5x0,98x5,0). Multiplicando esta diferencia por 20 tendremos miliequivalentes por litro y dividiéndola por 10^3 , se obtienen equivalentes-gramo por litro. Como para el amoníaco los equivalentes-gramo equivalen a los moles-gramo, la concentración del líquido de salida será:

$$C_L = (1000 \times 1 \times 1,004 - 100 \times 16,725 \times 0,5 \times 0,982) \times 10^{-3} = 0,1828 \frac{\text{mol kg}}{\text{m}^3}$$

Para calcular el caudal de líquido en la columna q_L , se determinaron

la ordenada en el origen ($= 3.10^{-3}$) y la pendiente ($= 0,539$) de la resta de calibrado del diafragma de líquido, a partir de la figura 8.3, obteniéndose la siguiente ecuación

$$q_L = 3.10^{-3} (\Delta h)^{0,539}$$

la lectura manométrica del diafragma medidor de líquido Δh , para este experimento fue de 3,0 y el caudal de líquido vale

$$q_L = 3.10^{-3} (3)^{0,539} = 5,425.10^{-3} \text{ m}^3/\text{hr}$$

La cantidad de amoníaco transferido por unidad de tiempo N_A viene dada por $N_A = C_L \times q_L$ y para este experimento

$$q_s \sqrt{\frac{P_{po}}{T_{po}}} = 0,0946 (\Delta h)^{0,545}$$

(tégase presente que la ordenada en el origen que aparece en la gráfica hay que dividirla por $\sqrt{17}$ para evitar esta constante en los cálculos).

Para este experimento y para el amoníaco

$$\Delta h = 6,8 \text{ cm}$$

$$T_m = 293^\circ\text{K}$$

$$P_{po} = 716,5 \text{ mm Hg}$$

$$P_m = 713,5 \text{ mm Hg}$$

$$T_{po} = 293^\circ\text{K}$$

y el caudal de soluto en la columna será

$$q_s = 0,0946 \times (6,8)^{0,545} \times \sqrt{\frac{716,5}{293}} \times \frac{293}{713,5} = 0,1721 \text{ m}^3/\text{hr}$$

Para el aire y a partir de la figura 8.1 se obtuvo la ecuación

$$q_{\text{aire}} \sqrt{\frac{P_{po}}{T_{po}}} = 2,06 (\Delta h)^{0,532}$$

en este experimento y para el aire

$$\Delta h = 15 \text{ cm}$$

$$T_m = 293^\circ\text{K}$$

$$P_{po} = 719 \text{ mm Hg}$$

$$P_m = 713,5 \text{ mm Hg}$$

$$T_{po} = 293^\circ\text{K}$$

y resultó el siguiente caudal de aire en la columna

$$q_{\text{aire}} = 2,06 \times (15)^{0,532} \times \frac{719}{293} \times \frac{293}{713,5} = 5,60 \text{ m}^3/\text{hr}$$

Con estos valores se calculó el porcentaje de amoniaco en la mezcla gaseosa a la entrada en la columna que resultó ser del 2,99%.

El caudal volumétrico de amoniaco transferido, teniendo en cuenta que el volumen molar del mismo en condiciones normales vale $22,08 \text{ m}^3/\text{molkg}$ (59) viene dado por la siguiente expresión

$$22,08 \cdot \frac{760}{273} N_A \frac{T_m}{P_m} = 61,4231 \frac{T_m}{P_m} = 61,423 \times 9,91 \cdot 10^{-4} \frac{(293)}{713,5} = 0,025 \text{ m}^3/\text{hr}$$

con lo que el caudal volumétrico de amoniaco a la salida de la columna fue de diferencia

$$0,1721 - 0,025 = 0,1471 \text{ m}^3/\text{hr}$$

La presión parcial del NH_3 a la entrada de la columna fue

$$P_1 = \frac{0,1721}{5,7720} \times 713,5 = 21,3 \text{ mm Hg}$$

y el valor de la presión parcial de amoniaco a la salida de la columna era

$$P_2 = \frac{0,1471}{5,7470} \times 713,5 = 18,25 \text{ mm Hg}$$

A partir de la figura 8.4 se obtuvo la siguiente ecuación, para calcular P_e . presión de equilibrio del amoniaco en la fase gaseosa con un líquido de concentración C_L

$$P_e = 3,55 \times e^{0,0517 \cdot t_{m1}} \times C_L^{1,092}$$

En este experimento la temperatura media del líquido fue de $21,5^\circ\text{C}$ y sustituyendo los datos en la ecuación anterior

$$PEB = 3,55 \cdot e^{0,0517 \cdot 21,5} \cdot 0,1828^{1,092} = 1,61$$

Con ello la fuerza impulsora media logarítmica ΔP_{ml} vale

$$\Delta P_{ml} = \frac{(21,3 - 1,61) - 18,25}{\ln \frac{21,3 - 1,61}{18,25}} = 18,99 \text{ mm}$$

y conocido este valor se llegaba al del coeficiente global de transferencia de materia

$$k_G = \frac{N_A}{A \cdot \Delta P_{ml}} = \frac{9,91 \cdot 10^{-4}}{8,66 \cdot 10^{-3} \cdot 19,0} \cdot 760 = 4,58 \frac{\text{mol kg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{atm}}$$

La velocidad media absoluta del gas se determinó a partir del caudal gaseoso medio a través de la columna y de la sección de paso libre para la circulación del gas:

$$V_G = \frac{5,76}{9,57 \cdot 3600 \cdot 10^{-4}} = \frac{5,760}{3,445} = 1,67 \text{ m/seg}$$

El caudal de mojado L_h se determinó a partir del caudal del líquido y vale

$$L_m = \frac{q_L}{P_m} = \frac{5,425 \cdot 10^{-3}}{2,780 \cdot 10^{-2}} = 0,195 \text{ m}^3/\text{hr} \cdot \text{m}$$

La ecuación de Costa, Costa y Mijarra (2) que evalúa el coeficiente individual de transferencia de materia referido a la fase líquida se simplificó para ser introducido en la máquina IBM 7090 y quedó de la siguiente forma

$$k_L = 158,26 \frac{L_h^{0,56} \cdot D_L^{0,5} \cdot L^{0,43}}{\mu_L^{0,22} \cdot H^{0,34} \cdot \sigma_L^{0,21}}$$

para este experimento

$$\begin{aligned} L_m &= 0,195 \text{ m}^3/\text{hr} & \mu_L &= 3,49 \text{ kg/hr} \cdot \text{m} \\ D_L &= 7,62 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{hr} & H &= 0,014 \text{ m} \\ L &= 997,91 \text{ kg/m}^3 & \sigma_L &= 9,41 \cdot 10^5 \text{ kg/hr} \end{aligned}$$

y sustituyendo estos datos en la expresión anterior resulta

$$k_L = 158,26 \frac{(0,195)^{0,56} \times (7,62 \cdot 10^{-6}) \times (997,91)^{0,43}}{(3,49)^{0,22} \times (1,4 \cdot 10^{-2})^{0,34} \times (9,41 \cdot 10^5)^{0,21}} = 0,615 \text{ m/hr}$$

La constante de la ley de Henry He viene dada por

$$He = \frac{P_e}{C_L} = 3,55 \times e^{0,6517 \cdot 21,5} \times C_L^{0,092} / 760$$

para los cálculos se evaluó una He media tomando una concentración media del líquido $C_L/2$ entre la entrada y salida del mismo en la columna, con lo que el valor de la constante resulta ser

$$He = 2,55 \times e^{1,1115} \times (0,1828/2)^{0,092} / 760 = 0,0113 \frac{\text{atm}}{\text{molkg/m}^3}$$

El coeficiente individual de transferencia de materia referido a la fase gaseosa resultó valer

$$k_G = \frac{K_G \times k_L}{k_L - He \times K_G} = \frac{4,58 \times 0,615}{0,615 - 0,0113 \times 4,58} = 5,00 \frac{\text{molkg}}{\text{hr.m}^2 \cdot \text{atm}}$$

Finalmente se evaluó este coeficiente referido a 20°C mediante la ecuación dada por Costa y Borderia (12)

$$k_{G \ 20^\circ\text{C}} = k_G \left(\frac{T_{mp}}{293} \right)^{0,56} = 5,0 \left(\frac{293,7}{293} \right)^{0,56} = 5,01 \frac{\text{molkg}}{\text{hr.m}^2 \cdot \text{atm}}$$

PROGRAMA PARA CALCULAR COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MATERIA
 ABSORCION FASE GASEOSA CONTROLANTE

INTEGER EX

REAL ML,NA,KG,LM,KLI,KGI,NH31,NH32,KG

DIMENSION EX(50),ACN(50),ACF(50),DELTAV(50),BAN(50),BAF(50),DH1(50),
 1),DH2(50),PP2(50),TP2(50),TM(50),PM(50),DH3(50),PP3(50),TP3(50),TM
 2L(50),AREA(50),SP(50),DL(50),RL(50),ML(50),H(50),SL(50),CL(50),NA(
 350),PORC(50),FIML(50),KG(50),VG(50),LM(50),KLI(50),KGI(50),R(50),T
 3MF(50),KGT(50)

READ(5,100) K,A1,B1,A2,B2,A3,B3,A4,B4,C4,PRM

00 FORMAT(I4,10F6.4)

READ(5,110) (EX(I),DELTAV(I),DH1(I),DH2(I),DH3(I),PP2(I),PP3(I),T
 1P2(I),TP3(I),PM(I),TM(I),AREA(I),SP(I),TML(I),R(I),ACN(I),BAN(I),A
 2CF(I),BAF(I),ML(I),H(I),RL(I),SL(I),DL(I),TMF(I),I=1,K)

10 FORMAT(I4,F8.3,F6.2,2F7.2,6F7.1/F8.6,F7.3,F6.1,A1,2F5.1,3F7.3,F8.4
 1,F8.2/F10.1,F12.8,F7.1)

WRITE(6,120)

20 FORMAT(1H1,45X,6H DATOS//)

WRITE(6,130) K,A1,B1,A2,B2,A3,B3,A4,B4,C4,PRM

30 FORMAT(I6,10F9.4//)

WRITE(6,140) (EX(I),DELTAV(I),DH1(I),DH2(I),DH3(I),PP2(I),PP3(I),T
 1P2(I),TP3(I),PM(I),TM(I),AREA(I),I=1,K)

40 FORMAT(I5,F8.3,F6.2,2F7.2,6F7.1,F9.6//)

WRITE(6,150) (EX(I),SP(I),TML(I),R(I),ACN(I),BAN(I),ACF(I),BAF(I),M
 1L(I),H(I),RL(I),SL(I),DL(I),TMF(I),I=1,K)

50 FORMAT(I5,F7.3,F7.1,2X,A1,2F5.1,3F7.3,F8.4,F8.2,F10.1,F12.8,F7.1)

DO 10 I = 1,K

CL(I) = (1000.*ACN(I)*ACF(I)-100.*DELTAV(I)*BAN(I)*BAF(I))/1000.

NA(I) = CL(I)*A1*(DH1(I)**B1)

NH31 = A2*(DH2(I)**B2)*SQRT(PP2(I)/TP2(I))*TM(I)/PM(I)

AIRH = A3*(DH3(I)**B3)*SQRT(PP3(I)/TP3(I))*TM(I)/PM(I)

PORC(I) = (NH31/(AIRH + NH31))*100.

NH32 = NH31 - 61.4231*NA(I)*TM(I)/PM(I)

PNH31 = PM(I)*NH31/(AIRH + NH31)

PNH32 = PM(I)*NH32/(AIRH + NH32)

PEB = A4*EXP(B4*TML(I))*(CL(I)**C4)

FIT = PNH32

FIB = PNH31-PEB

FIML(I) = (FIB-FIT)/(ALOG(FIB/FIT))

KG(I) = (NA(I)/(AREA(I)*FIML(I)))*760.

VG(I) = (2.*AIRH+NH31+NH32)/(SP(I)*2.)

LM(I) = A1*(DH1(I)**B1)/PRM

KLI(I) = 158.26*LM(I)**0.56*DL(I)**0.50*RL(I)**0.43/(ML(I)**0.22*(I
 1)**0.34*SL(I)**0.21)

HE = 3.55*EXP(0.0517*TML(I))*(CL(I)/2.0)**0.092/760.

KGI(I) = KG(I)*KLI(I)/(KLI(I)-HE*KG(I))

KGT(I) = KGI(I)*((TMF(I)/293.0)**0.56)

10 CONTINUE

WRITE(6,160)

60 FORMAT(1H1,45X,10H RESULTADOS//)

WRITE(6,170) (EX(I),CL(I),NA(I),PORC(I),FIML(I),KG(I),VG(I),LM(I),K
 1LI(I),KGI(I),KGT(I),I=1,K)

70 FORMAT(I5,2F12.6,8F9.4)

STOP

END

a) En este programa se dieron los siguientes símbolos a las distintas variables dimensionales

EX	= Número de orden de los experimentos.
ACN	= Normalidad del ácido.
ACF	= Factor del ácido.
DELTAV	= cm^3 de base gastados en valorar 20 cm^3 del matraz enrosado a 100.
BAN	= Normalidad de la base.
BAF	= Factor de la base.
DH1	= Pérdida de carga en el manómetro diferencial del líquido, cm.
DH2	= Pérdida de carga en el manómetro diferencial del amoníaco, cm.
DH3	= Pérdida de carga en el manómetro diferencial del aire, cm.
PP2	= Presión post-orificio del amoníaco, mm Hg.
TP2	= Temperatura post-orificio del amoníaco, °K.
PP3	= Presión post-orificio del aire, mm Hg.
TP3	= Temperatura post-orificio del aire, °K.
TM	= Temperatura media en la columna, °K.
PM	= Presión media en la columna, mm Hg.
TML	= Temperatura media del líquido, °C.
AREA	= Superficie interfacial, m^2 .
SP	= Factor por el que hay que dividir el caudal medio de gas en la columna para hallar la velocidad del gas.
DL	= Difusividad del amoníaco en agua, m^2/hr .
RL	= Densidad del líquido que abandona la columna, kg/m^3 .
ML	= Viscosidad del líquido que abandona la columna, $\text{kg}/\text{hr.m}$.
H	= Altura de un elemento de columna (esfera+cilindro), m.
SL	= Tensión superficial del líquido que abandona la columna, kg/hr .
CL	= Concentración, en amoníaco, del líquido que abandona la columna, molkg/m^3 .
NA	= Densidad de flujo a través de la superficie interfacial, molkg/hr .
PORC	= Composición del gas a la entrada en la columna, %.
FIML	= Fuerza impulsora media logarítmica, mm Hg.
KG	= Coeficiente global de transferencia de materia referido a la fase gaseosa, $\text{molkg}/\text{hr.m}^2.\text{atm}$.
VG	= Velocidad del gas, m/seg .
LM	= Caudal de mojado del líquido, $\text{m}^3/\text{hr.m}$.

- KLI = Coeficiente individual de transferencia de materia referido a la fase líquida, m/hr.
- KGI = Coeficiente individual de transferencia de materia referido a la fase gaseosa, molkg/hr.m².atm.
- R = Experimento en contracorriente o en paralelo.
- TMF = Temperatura media de la película, °K.
- KGT = Coeficiente individual de transferencia de materia referido a la fase gaseosa, corregido a 20°C, molkg/hr.m².atm.

b) Constantes no dimensionales.

- K = Número de experimentos.
- A1 = Ordenada en el origen de la recta de calibrado del diafragma de líquido.
- B1 = Pendiente de la recta de calibrado del diafragma de líquido.
- A2 = Ordenada en el origen de la recta de calibrado del diafragma de amoníaco.
- B2 = Pendiente de la recta de calibrado del diafragma de amoníaco.
- A3 = Ordenada en el origen de la recta de calibrado del diafragma de aire.
- B3 = Pendiente de la recta de calibrado del diafragma de aire.
- A4
- B4 = Constantes de la ecuación que calcula la presión parcial PEB de amoníaco en equilibrio con un líquido de concentración CL.
- C4
- PRM = Perímetro medio de mojado.

c) Variables no dimensionales.

- NH31 = Caudal de amoníaco a la entrada en la columna, m³/hr.
- AIRH = Caudal de aire en la columna, m³/hr.
- NH32 = Caudal de amoníaco a la salida de la columna, m³/hr.
- PNH31 = Presión parcial del amoníaco a la entrada en la columna, mm Hg.
- PNH32 = Presión parcial del amoníaco a la salida de la columna, mm Hg.
- PEB = Presión parcial del amoníaco en la fase gaseosa en equilibrio con el líquido de concentración CL, mm Hg.
- FIT = Fuerza impulsora a la salida en la columna.
- FIB = Fuerza impulsora a la entrada en la columna.
- HE = Constante de la Ley de Henry, atm.m³/molkg.

ii) Sistema NH_3 -aire- SO_4H_2 3N

En este sistema el coeficiente global de transferencia de materia, K_G coincide con el coeficiente individual k_G , por residir toda la resistencia a la transferencia de materia en la fase gaseosa.

El método de cálculo de K_G fue completamente similar al seguido en el sistema NH_3 -aire- H_2O . Sin embargo, en este caso, el exceso de ácido siempre presente en el líquido de salida, demostraba la ausencia de NH_3 libre en el mismo. Por consiguiente, $P_{e1} = P_{e2} = 0$, y la ecuación (4.3) para el cálculo de la fuerza impulsora, queda reducida a la media logarítmica de las presiones parciales de soluto en el gas de entrada en la columna y el de salida de la misma.

iii) Cálculo de errores

Los coeficientes de transferencia de materia se calcularon mediante la expresión:

$$K_G = q_L \cdot C_1 / A \cdot \Delta P_{m1}$$

Errores Δq_L , ΔC_1 , ΔA y $\Delta(\Delta P_{m1})$ en los valores de q_L , C_1 , A y ΔP_{m1} introducirán un error K_G en el valor de K_G .

Según (61) se tiene:

$$\pm \frac{\Delta K_G}{K_G} = \pm \frac{\Delta q_L}{q_L} \pm \frac{\Delta C_1}{C_1} \pm \frac{\Delta A}{A} \pm \frac{1}{\Delta P_{m1}} \times \left[\frac{\ln \frac{\Delta P_1}{\Delta P_2} - \frac{\Delta P_1 - \Delta P_2}{\Delta P_1}}{\left(\ln \frac{\Delta P_1}{\Delta P_2} \right)^2} \Delta(\Delta P)_1 + \frac{-\ln \frac{\Delta P_1}{\Delta P_2} + \frac{\Delta P_1 - \Delta P_2}{\Delta P_2}}{\left(\ln \frac{\Delta P_1}{\Delta P_2} \right)^2} \Delta(\Delta P)_2 \right]$$

Los valores de los distintos sumandos se estiman:

Gracias a los dispositivos de regulación de que se dotó a nuestra columna, el caudal de líquido en cada experimento se mantuvo prácticamente constante, pudiéndose determinar con un error máximo del 2%.

Los métodos analíticos utilizados en la determinación de la concentración de soluto en el líquido que abandonaba la columna, hacían plausible la suposición de un error máximo del 1%.

El error que podía cometerse con el criterio indicado para la determinación de la superficie interfacial A era siempre inferior al 3%.

Se estima que el error cometido en la determinación de la fuerza impulsora media logarítmica es inferior al 4%.

Por tanto, el error máximo que afecta a los coeficientes de transferencia de materia será:

$$\pm \frac{\Delta K_G}{K_G} = \pm 2\% \pm 1\% \pm 3\% \pm 4\% = \pm 10\%$$

8.1.3. Obtención de la ecuación que relaciona Pe con C_L

La expresión matemática de la figura 8.4 es

$$Pe = a C_L^b$$

donde a , ordenada en el origen, es función de la temperatura y la pendiente b de las rectas es constante y vale $b = 1,092$.

Para determinar el valor de a , se tomó en la figura 8.4 un valor de $C_L = 6,0 \text{ kg/m}^3$, leyéndose en la misma figura los valores de Pe correspondientes a 10°C , 20°C y 30°C ; se obtuvo la siguiente tabla:

TABLA 8.10

Pe atm	$2,52 \cdot 10^{-3}$	$4,23 \cdot 10^{-3}$	$7,10 \cdot 10^{-3}$
T°C	10	20	30

estos datos quedan alineados al representarlos en papel semilogarítmico en la figura 8.9; la expresión matemática de esta recta será de la forma:

$$Pe = a_1 e^{b_1 T}$$

donde la constante a_1 lleva englobado el valor también constante $C_L^{1,092} = (6/17)^{1,092} = 0,321$, dividiendo por 17 para poder usar C_L en mol/kg/m^3 .

De la figura 8.9 se dedujo el valor de $a_1 = -6,494$ y el $b_1 = 0,0517$.

Con todo ello la expresión general que buscamos adquiere la forma

$$Pe = 3,55 \times e^{0,0517 \cdot T} \times C_L^{1,092}$$

donde T viene dado en °C y C_L en molkg/m³, y la constante 3,55 se ha determinado hallando el antilogaritmo de -6,494, dividiéndolo por 0,321 y multiplicándolo finalmente por 760 para pasar de atm a mm Hg.

8.2. INSTALACION PILOTO

8.2.1. Detalles del aparato

i) Características de la columna

Las dimensiones y detalles de las piezas que intervienen en el conjunto de la columna pueden apreciarse en las figuras 8.10, 8.11, 8.12 y 8.13.

Las tres secciones cilíndricas son de metil-acrilato de metilo, fabricadas por la firma Plastiform S.A. de Madrid.

La parte superior, la base de la columna, el pequeño cuerpo cilíndrico de la base y el peso de campanas, se construyeron de chapa de aluminio de 1,5 mm de espesor.

Las bridas locas, prensaestopas y ducha distribuidora del líquido son de hierro.

La tubería de salida del líquido y el dispositivo de toma de muestras son de hierro galvanizado. El tubo de nivel visual en la toma de muestras es de metil-acrilato de metilo.

ii) Medida del caudal del líquido

Se realiza mediante un diafragma diseñado y construido según las normas francesas AFNOR.

En la tabla 8.11 se da la hoja de cálculo del mismo y en las figuras 8.14 y 8.15, un esquema general del diafragma y su curva de calibrado, respectivamente.

iii) Medida del caudal de aire

El aire es impulsado por un ventilador construido por la firma Baltogar, S.A. de Bilbao. En las figuras 8.16 y 8.17 se dan un esquema general del ventilador y las curvas características del mismo, respectivamente. La medida del caudal de aire se realizó mediante un diafragma diseñado y construido según las normas francesas AFNOR. En la tabla 8.12

TABLA 8.11

Diafragma de agua

Sistema de unidades		MKS
Temperatura t_o	°C	15
Presión p_o	bar	1
Densidad ρ_o	kg/m ³	998,2
Diámetro de la conducción (1 1/2")	m	0,0419
D^2	m ²	$17,50 \cdot 10^{-4}$
Altura de agua correspondiente a la presión diferencial (1 m de Hg)	m	13,6
$p_1 - p_2$ correspondiente	bar	1,33
Caudal máximo previsto Q_v	m ³ /s	$2,2 \cdot 10^{-3}$
$CJmE = \frac{Q_v}{100\sqrt{10} \frac{\pi D^2}{4} \sqrt{2 \frac{p_1 - p_2}{\rho_o}}} = N$		0,098
C aproximado ($J = 1$)	fig. 78	0,60175
mE aproximado $mE = N/C$		0,1623
m aproximado	fig. 80	0,1624
$V_o = 4 \times 0,448/\pi \times 0,6^2$	m/s	1,602
Viscosidad cinemática ν	tabla E m ² /s	$1,14 \cdot 10^{-6}$
$Re = 1,602 \times 0,0419/1,14 \times 10^6$		$5,81 \cdot 10^{-4}$
J_1	fig. 22	1,00
J_2	fig. 24	1,0055
J_3	fig. 26	1,017
$J = J_1 \times J_2 \times J_3$		1,023
$mE_{corr} = N/CJ$		0,1585
m corregido	fig. 80	0,16
Resultado $d = D\sqrt{m}$	m	0,0168

Las figuras y ecuaciones se refieren a las correspondientes de las normas AFNOR.

se da la hoja de cálculo del mismo y en las figuras 8.18 y 8.19 un esquema general del diafragma y su curva de calibrado respectivamente.

TABLA 8.12

Cálculo del diafragma para aire

Sistema de unidades	MKPS	
Temperatura	°C	45
Presión absoluta P_1	kp/cm^2	1,033
Peso específico ω_o	kp/m^3	1,11
Diámetro de la conducción D	m	0,0935
Altura de agua del manómetro diferencial	m	0,6
Presión diferencial correspondiente: $P_1 - P_2$	kp/cm^2	0,06
Caudal máximo previsto q_v	m^3/seg	0,029
ϵ para $\frac{P_2}{P_1} = 0,94$	fig. 29	0,97
$CJmE = \frac{q_v}{100 \frac{\pi D^2}{4} \epsilon \frac{P_1 - P_2}{\omega_o}} = N$		0,0426
C aproximado ($J = 1$)	fig. 78	0,602
mE aproximado $mE = \frac{N}{C}$		0,071
m aproximado	fig. 80	0,071
$V_o = 4.0,685/\pi \cdot (0,0935)^2$	m/seg	100
Viscosidad cinemática ν	m^2/seg	$17,4 \cdot 10^{-6}$
$R_D = 100 \cdot 0,0935 / 17,4 \cdot 10^{-6}$		$5,36 \cdot 10^{-5}$
J_1	fig. 22	1
J_2	fig. 24	1
J_3	fig. 26	1
$J = J_1 \cdot J_2 \cdot J_3$		1
mE corregido: $mE = \frac{N}{CJ}$		0,071
m corregido	fig. 80	0,071
Resultado: $d = D\sqrt{m}$	m	0,025

Las figuras, tablas y nomenclatura son los correspondientes a las normas AFNOR.

iv) Medida del caudal de amoniaco

El aparato medidor del amoniaco fue un corto capilar de vidrio intercalado en la conducción entre dos "tes" de vidrio, de forma idéntica a la descripción ya realizada para la columna de laboratorio.

En la tabla 8.13 se resumen los datos de calibrado que se han representado en la figura 8.20.

TABLA 8.13

Calibrado del diafragma de amoniaco con aire

Δh cm sil	T_{po} °K	P_{po} mm Hg	q_s m^3/hr	$q \sqrt{\frac{P_{po} M}{T_p}}$
1,80	294	706,9	1,474	12,29
4,60	294	710,9	2,398	20,00
7,40	294	714,4	3,062	25,60
11,45	294	717,4	3,850	32,35
15,10	294	721,9	4,428	37,30
20,90	294	727,9	5,230	45,10
25,50	294	732,9	5,742	48,80
32,50	295	740,4	6,530	55,70

v) Manómetros

Las medidas de presión en las distintas partes del sistema se realizan mediante manómetros de vidrio (líquido manométrico: agua o Hg según la situación), conectados a las diversas tomas por tubo de cobre 6/8 mm.

vi) Termómetros

Las temperaturas de entrada y salida de la columna de ambas fases se midieron con termómetros calibrados de 0,1°C.

vii) Toma de muestras y método analítico

El método analítico utilizado en la determinación de la cantidad de NH_3 absorbido es el mismo indicado en el apéndice 8.2.1 (vii).

La toma de muestras (véase figura 8.13) es original y distinta a las

descritas en la bibliografía para recoger una muestra de líquido de salida de una columna de relleno. Se evitan totalmente los posibles efectos finales y causas de error, ya que

-La muestra tomada mediante el conjunto de pequeños embudos es representativa de todo el líquido que abandona los elementos de relleno en la base de la columna.

-El líquido que sale por la válvula A (figura 8.13) es el recogido justamente debajo de los cuerpos de relleno y no ha sufrido desgasificación posterior ni absorción de más NH_3 por oclusión de burbujas gaseosas, pues los embudos se mantienen siempre llenos procurando que la cantidad de líquido que sale continuamente por A sea la misma o menor que la que recogen los embudos (esto se consigue cuando el nivel de líquido en el tubo B (figura 8.13) se mantiene constante.

8.2.2. Método de cálculo

Los tipos de relleno utilizado en esta investigación fueron anillos Raschig de 25, 35 y 50 mm, facilitados todos por la firma Cuenrny S.A de Barcelona.

En un trabajo anterior (60) se determinaron las características estáticas y dinámicas de estos rellenos, trabajando siempre por debajo del punto de carga de los mismos, en la presente investigación.

Igual que en la instalación de laboratorio, los cálculos se realizaron con ayuda del ordenador IBM 7090 del centro de cálculo de esta Universidad, para lo cual se elaboró un programa en lenguaje FORTRAN IV. Como ejemplo de los cálculos utilizados en esta investigación se desarrollarán de modo completo los correspondientes a uno de los experimentos realizados, insertando al final de los mismos el programa elaborado para el calculador.

i) Cálculo del experimento C-111.

Este experimento corresponde a una altura de 1,07 m de anillos Raschig de 50 mm ($h = 50 \text{ mm}$, $a_g = 95 \text{ m}^2/\text{m}^3$).

En la valoración cuantitativa de las dos muestras de líquido tomadas, se encontró que los volúmenes de hidróxido sódico 0,2 N (factor = 1,005) para neutralizar el exceso de ácido existente en cada una de ellas fue-

$$\Delta h = 32,0 \text{ cm}$$

$$T_m = 297,5^\circ\text{K}$$

$$P_{po} = 728,0 \text{ mm}$$

$$P_m = 713,7 \text{ mm Hg}$$

$$T_{po} = 318^\circ\text{K}$$

y el caudal de aire en la columna fue

$$q_{\text{aire}} = 19,55 \times (32)^{0,5114} \times \frac{728}{318} \times \frac{297,5}{713,7} = 72,6 \text{ m}^3/\text{hr}$$

Con estos valores se calculó el porcentaje de amoníaco en la mezcla gaseosa a la entrada en la columna, que resultó ser del 7,55%.

El caudal volumétrico de amoníaco transferido fue

$$61,4231 \times 0,218309 \times \frac{297,5}{713,7} = 5,595$$

con lo que el caudal volumétrico de amoníaco a la salida de la columna era la diferencia

$$5,935 - 5,595 = 0,34 \text{ m}^3/\text{hr}$$

La presión parcial de NH_3 a la entrada de la columna fue

$$P_1 = 713,7 \frac{5,935}{78,54} = 53,95 \text{ mm Hg}$$

La presión parcial de amoníaco a la salida de la columna era

$$P_2 = 713,7 \frac{0,34}{72,94} = 3,33 \text{ mm Hg}$$

La temperatura media del líquido fue de $18,9^\circ\text{C}$ y la presión de equilibrio del amoníaco en la fase gaseosa con un líquido de concentración C_L se calculó

$$P_e = 3,55 \times e^{0,0517 \cdot 18,9} \times (0,118995)^{1,092} = 0,926 \text{ mm Hg}$$

Con ello, la fuerza impulsora media logarítmica ΔP_{ml} adquiere el valor

$$\Delta P_{ml} = \frac{(53,95 - 0,926) - 3,33}{\ln \frac{53,95 - 0,926}{3,33}} = 17,98 \text{ mm Hg}$$

ron idénticos en ambos $37,55 \text{ cm}^3$. Este resultado corresponde a la valoración de una muestra de 20 cm^3 tomada de un matraz aforado de 100 cm^3 , donde se habían colocado previamente 50 cm^3 de SO_4H_2 $0,75 \text{ N}$ (factor = $1,165$). Por consiguiente, $37,55$ es el volumen necesario para valorar los 50 cm^3 de muestra tomada de la columna. El número de miliequivalentes NH_3 absorbidos en esta muestra de 50 cm^3 de líquido tomado de la columna, será la diferencia entre los miliequivalentes de ácido colocados previamente en el matraz ($50 \cdot 0,75 \cdot 1,165$) y los miliequivalentes de ácido en exceso hallados por valoración ($37,55 \cdot 0,2 \cdot 1,005$). Multiplicando esta diferencia por 20 tendremos los miliequivalentes por litro y dividiéndola por 10^3 , se obtienen los equivalentes-gramo por litro. Como para el amoníaco los equivalentes-gramo equivalen a los moles-gramo, la concentración del líquido de salida será

$$C_L = (1000 \times 0,75 \times 1,165 - 100 \times 37,55 \times 0,2 \times 1,005) \times 10^{-3} =$$

$$= 0,118995 \text{ molkg/m}^3$$

De forma semejante a la instalación de laboratorio se dedujo a partir de la figura 8.15 una expresión para calcular el caudal de líquido en la columna, que viene dado por $0,792 \cdot (\Delta h)^{0,5037}$; la altura manométrica del líquido para este experimento fue $5,3$, y la cantidad de amoníaco transferido por unidad de tiempo fue

$$N_A = 0,118995 \times 0,792 \times (5,3)^{0,5037} = 0,218309 \text{ molkg/hr}$$

Para este experimento y para el amoníaco

$$\begin{array}{ll} \Delta h = 14,9 \text{ cm} & T_m = 297,5^\circ\text{K} \\ P_{po} = 748,0 \text{ mm Hg} & P_m = 713,7 \text{ mm Hg} \\ T_{po} = 296^\circ\text{K} & \end{array}$$

y el caudal de soluto en la mezcla gaseosa a la entrada en la columna fue

$$q_s = 2,1605 \times (14,9)^{0,5263} \times \sqrt{\frac{748}{296}} \times \frac{297,5}{713,7} = 5,935 \text{ m}^3/\text{hr}$$

Para este experimento y para el aire

y conocido este valor se llegaba al del coeficiente volumétrico global de transferencia de materia

$$K_G a = \frac{N_A}{\text{vol} \cdot \Delta P_{m1}} = \frac{0,218309 \times 760}{0,072546 \times 17,98} = 127,19 \frac{\text{mol kg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{atm}}$$

donde vol = 0,072546 representa el producto de la sección de la columna 0,0678 m² por la altura de relleno para este experimento 1,07 m.

La velocidad del gas se determinó a columna vacía dividiendo el caudal gaseoso medio por 244, que representa el producto de la sección de la columna por 3600.

$$V_G = \frac{2 \times 72,6 + 5,935 + 0,34}{244 \times 2} = 0,31 \text{ m/seg}$$

El caudal de líquido tuvo el valor

$$q_L = 0,792 \times (5,3)^{0,5037} = 1,8346 \text{ m}^3/\text{hr}$$

La ecuación de Costa y Costa (3) que evalúa el coeficiente volumétrico individual referido a la fase líquida, se simplificó para ser introducida en el ordenador IBM 7090 y adquirió la siguiente forma

$$k_L a = 118624 \frac{D_L^{0,5} a_s^{0,25} h^{0,26} L^{0,75} \rho_L^{0,54}}{\mu_L^{0,09} \sigma_L^{0,5} H^{0,5}}$$

para este experimento

$$\begin{array}{ll} D_L = 7,08 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{hr} & \rho_L = 998,45 \text{ kg/m}^3 \\ a_s = 95,0 \text{ m}^2/\text{m}^3 & \mu_L = 3,71 \text{ kg/hr} \cdot \text{m} \\ h = 0,05 \text{ m} & \sigma_L = 9,46 \cdot 10^5 \text{ kg/hr} \\ L = 1,8346 \text{ m}^3/\text{hr} & H = 1,07 \text{ m} \end{array}$$

y sustituyendo estos datos en la expresión anterior, resulta

$$k_L a = 37,045 \text{ l/hr}$$

La constante de Henry tuvo el valor

$$He = 3,55 \times e^{0,0517 \cdot 18,9} \times (0,118995/2)^{0,092} / 760 = 0,00938 \frac{\text{atm}}{\text{molkg/m}^3}$$

El coeficiente volumétrico individual de transferencia de materia, resultó valer

$$k_G^a = \frac{K_G^a \times k_L^a}{k_L^a - He \times K_G^a} = \frac{127,19 \times 37,045}{37,045 - 9,38 \times 10^{-3} \times 127,19} = 131,5 \frac{\text{molkg/hr.m}^3 \cdot \text{atm}}{\text{molkg/hr.m}^3 \cdot \text{atm}}$$

Finalmente, suponiendo la misma variación de este coeficiente con la temperatura dada por Costa y Borderia (12), se evaluó el mismo referido a 20°C

$$k_G^a_{20^\circ\text{C}} = k_G^a \left(\frac{294,7}{293} \right)^{0,56} = 131,9 \frac{\text{molkg}}{\text{hr.m}^3 \cdot \text{atm}}$$

ii). Cálculo de errores

Los coeficientes volumétricos de transferencia de materia se calculan mediante la expresión

$$(K_G^a) = q_L \cdot C_1 / S \cdot H \cdot \Delta P_{m1}$$

Errores Δq_L , ΔC_1 , ΔS , ΔH y ΔP_{m1} en los valores de q_L , C_1 , S , H y ΔP_{m1} introducirán un error $\Delta(K_G^a)$ en el valor de K_G^a .

Según (61) se tiene:

$$\pm \frac{(K_G^a)}{K_G^a} = \pm \frac{\Delta q_L}{q_L} \pm \frac{\Delta C_1}{C_1} \pm \frac{\Delta S}{S} \pm \frac{\Delta H}{H} \pm \pm \frac{1}{\Delta P_{m1}} \left[\frac{\ln \frac{\Delta P_1}{\Delta P_2} - \frac{\Delta P_1 - \Delta P_2}{\Delta P_1}}{\ln \frac{\Delta P_1}{\Delta P_2}} \Delta(\Delta P)_1 + \frac{-\ln \frac{\Delta P_1}{\Delta P_2} + \frac{\Delta P_1 - \Delta P_2}{\Delta P_2}}{\left(\ln \frac{\Delta P_1}{\Delta P_2} \right)^2} \Delta(\Delta P)_2 \right]$$

Los valores de los distintos sumandos se estiman:

Gracias a los dispositivos de regulación de que se dotó a nuestra columna, el caudal de líquido en cada experimento se mantuvo prácticamente constante, pudiéndose determinar con un error máximo del 2%.

Los métodos analíticos utilizados en la determinación de la concentración de soluto en el líquido que abandonaba la columna, hacían plausible la suposición de un error máximo del 1%.

El error cometido al calcular el área de la sección transversal de la columna es inferior al 1% y el correspondiente a la medida de la altura de relleno inferior al 2%.

Se estima que el error cometido en la determinación de la fuerza impulsora media logarítmica es inferior al 4%.

Por tanto, el error máximo que afecta a los coeficientes volumétricos de transferencia de materia será:

$$\pm \frac{\Delta(K_G a)}{K_G a} = \pm 2\% \pm 1\% \pm 1\% \pm 2\% \pm 4\% = 10\%$$


```

C  PROGRAMA PARA CALCULAR COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MATERIA
C  ABSORCION FASE GASEOSA CONTROLANTE

      INTEGER EX
      REAL ML,NA,KGA,L,KLAI,KGAI,NH31,NH32,KGAT
      DIMENSION EX(60),DELTAV(60),DH1(60),DH2(60),PP2(60),TP2(60),TM(6
1,PM(60),DH3(60),PP3(60),TP3(60),TML(60),VOL(60),DL(60),RL(60),ML
20),SL(60),CL(60),NA(60),PORC(60),FIML(60),KGA(60),VG(60),L(60),K
3I(60),KGAI(60),HR(60),KGAT(60),TMF(60)
      READ(5,100) K,A1,B1,A2,B2,A3,B3,A4,B4,C4,ACN,BAN,SPC
100  FORMAT(I4,4F6.4,F6.2,6F6.4,F6.2)
      READ(5,101) ACF,BAF,H,AS
101  FORMAT(F6.3,2F5.3,F5.1)
      READ(5,110) (EX(I),DELTAV(I),DH1(I),DH2(I),DH3(I),PP2(I),PP3(I),
12(I),TP3(I),PM(I),TM(I),TML(I),HR(I),VOL(I),ML(I),RL(I),SL(I),DL(
2),TMF(I),I=1,K)
110  FORMAT(I4,F8.3,F7.2,F6.1,F7.1,F8.1,5F7.1/F4.1,F6.2,F10.6,F7.3,F8.
1,F10.1,F12.8,F7.1)
      WRITE(6,120)
120  FORMAT(1H1,45X,6H DATOS//)
      WRITE(6,130) K,A1,B1,A2,B2,A3,B3,A4,B4,C4,ACN,BAN,SPC
130  FORMAT(I6,12F8.4//)
      WRITE(6,135) ACF,BAF,H,AS
135  FORMAT(F6.3,2F5.3,F5.1)
      WRITE(6,140) (EX(I),DELTAV(I),DH1(I),DH2(I),DH3(I),PP2(I),PP3(I),T
12(I),TP3(I),PM(I),TM(I),I=1,K)
140  FORMAT(I4,F8.3,F7.2,F6.1,F7.1,F8.1,5F7.1/)
      WRITE(6,150) (EX(I),TML(I),HR(I),VOL(I),ML(I),RL(I),SL(I),DL(I),TM
1(I),I=1,K)
150  FORMAT(I4,F4.1,F6.2,F10.6,F7.3,F8.2,F10.1,F12.8,F7.1/)
      DO 10 I = 1,K
      CL(I) = (1000.*ACN*ACF-100.*DELTAV(I)*BAN*BAF)/1000.
      NA(I) = CL(I)*A1*(DH1(I)**B1)
      NH31 = A2*(DH2(I)**B2)*SQRT(PP2(I)/TP2(I))*TM(I)/PM(I)
      AIRH = A3*(DH3(I)**B3)*SQRT(PP3(I)/TP3(I))*TM(I)/PM(I)
      PORC(I) = (NH31/(AIRH+NH31))*100.
      NH32 = NH31-61.4231*NA(I)*TM(I)/PM(I)
      PNH31 = PM(I)*NH31/(AIRH+NH31)
      PNH32 = PM(I)*NH32/(AIRH+NH32)
      PEB = A4*EXP(B4*TML(I))*(CL(I)**C4)
      FIB = PNH31 - PEB
      FIT = PNH32
      FIML(I) = (FIB-FIT)/(ALOG(FIB/FIT))
      KGA(I) = (NA(I)/(VOL(I)*FIML(I)))*760.
      VG(I) = (2.*AIRH+NH31+NH32)/(SPC*2.)
      L(I) = A1*(DH1(I)**B1)
      KLAI(I) = 118624.*(DL(I)**0.50)*(AS**0.25)*(H**0.26)*(L(I)**0.75)*
      (1L(I)**0.59)/((ML(I)**0.09)*(SL(I)**0.50)*(HR(I)**0.50))

      HE = 3.55*EXP(0.0517*TML(I))*(CL(I)/2.0)**0.092/760.
      KGAI(I) = KGA(I)*KLAI(I)/(KLAI(I)-HE*KGA(I))
      KGAT(I) = KGAI(I)*((TMF(I)/293.0)**0.56)
10  CONTINUE
      WRITE(6,160)
160  FORMAT(1H1,45X,10H RESULTADOS//)
      WRITE(6,170) (EX(I),CL(I),NA(I),PORC(I),FIML(I),KGA(I),VG(I),L(I),
      1LAI(I),KGAI(I),KGAT(I),I=1,K)
170  FORMAT(I5,2F12.6,8F9.4)
      STOP
      END

```

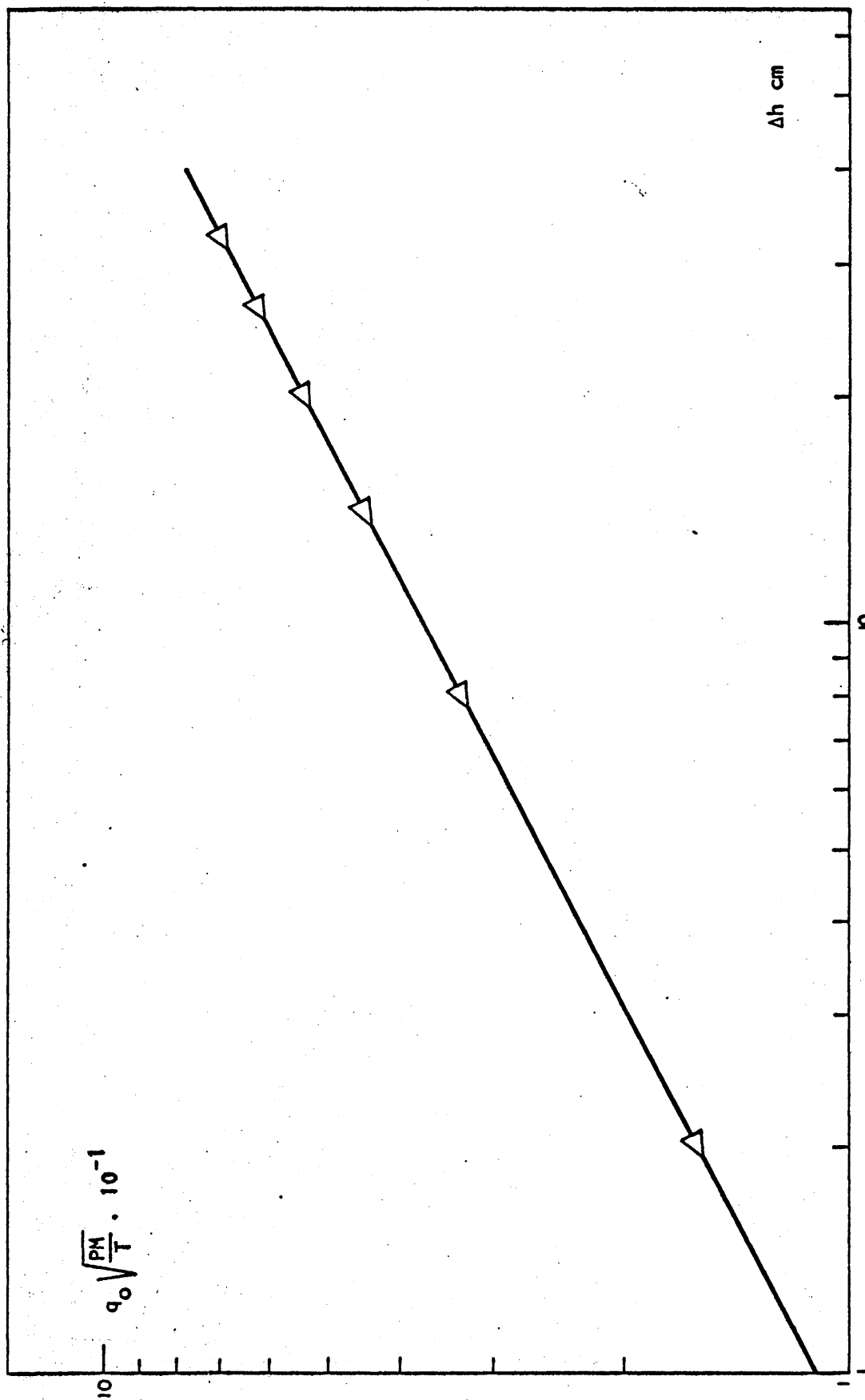


FIGURA 8.1

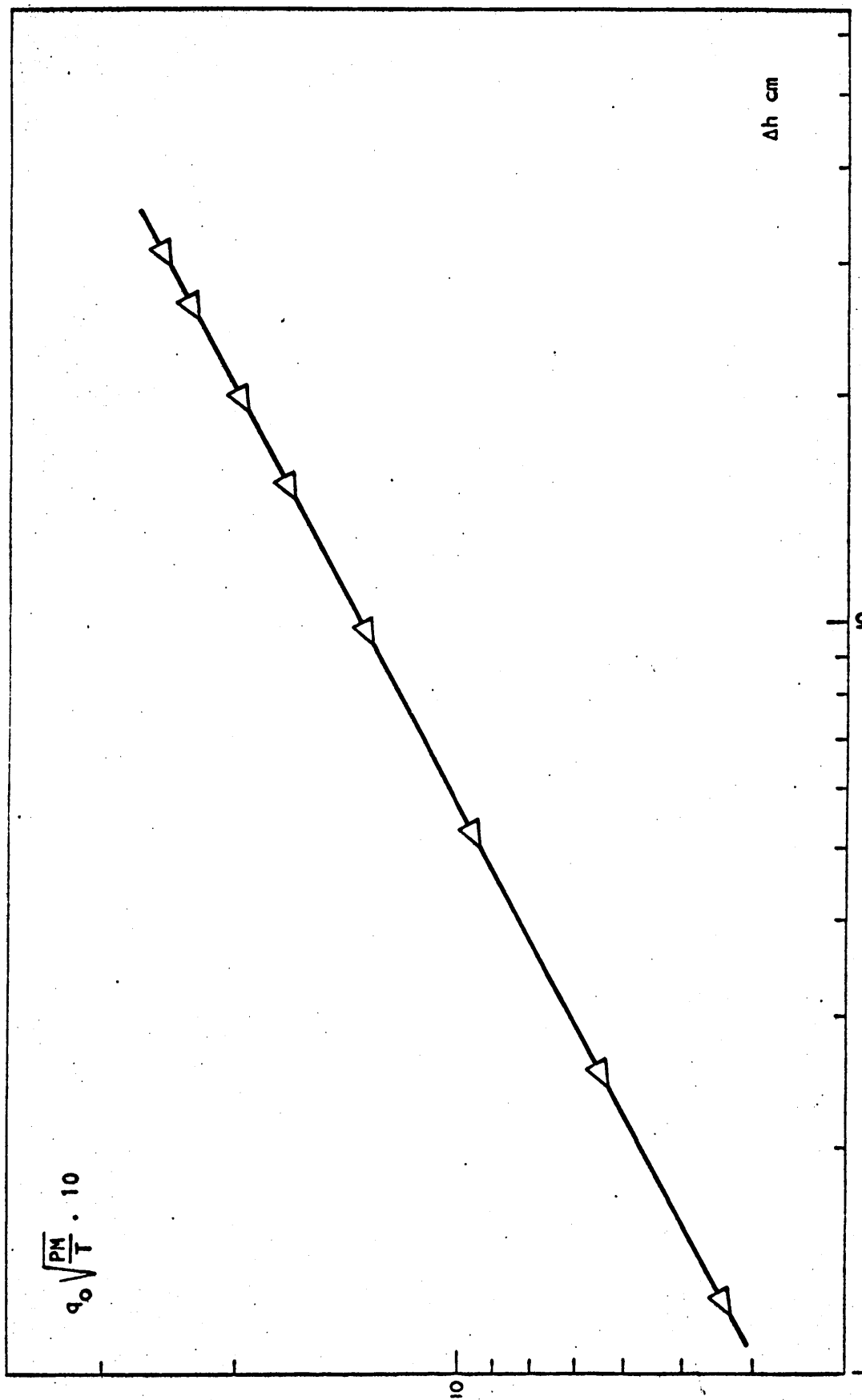


FIGURA 8.2

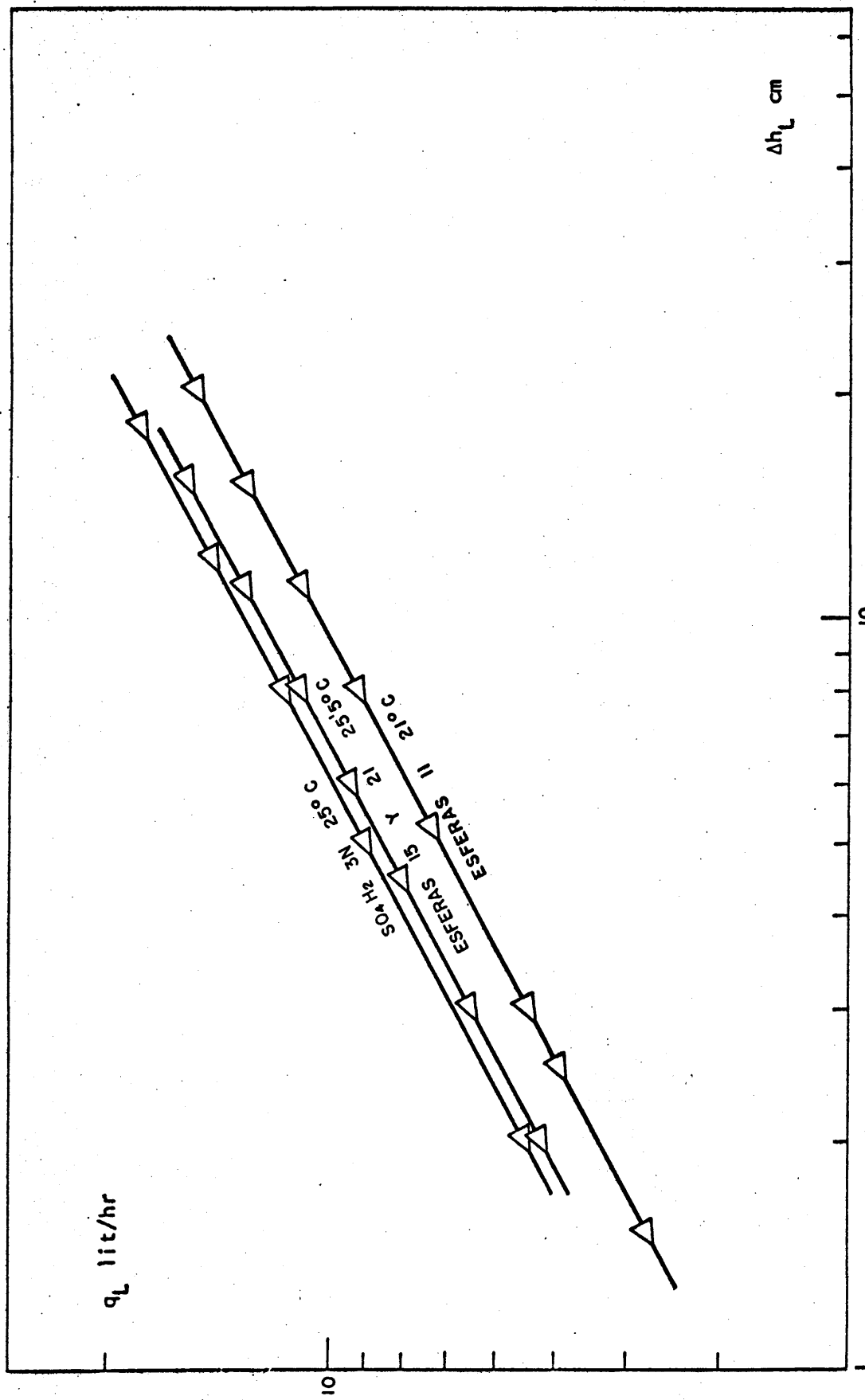


FIGURA 8.3

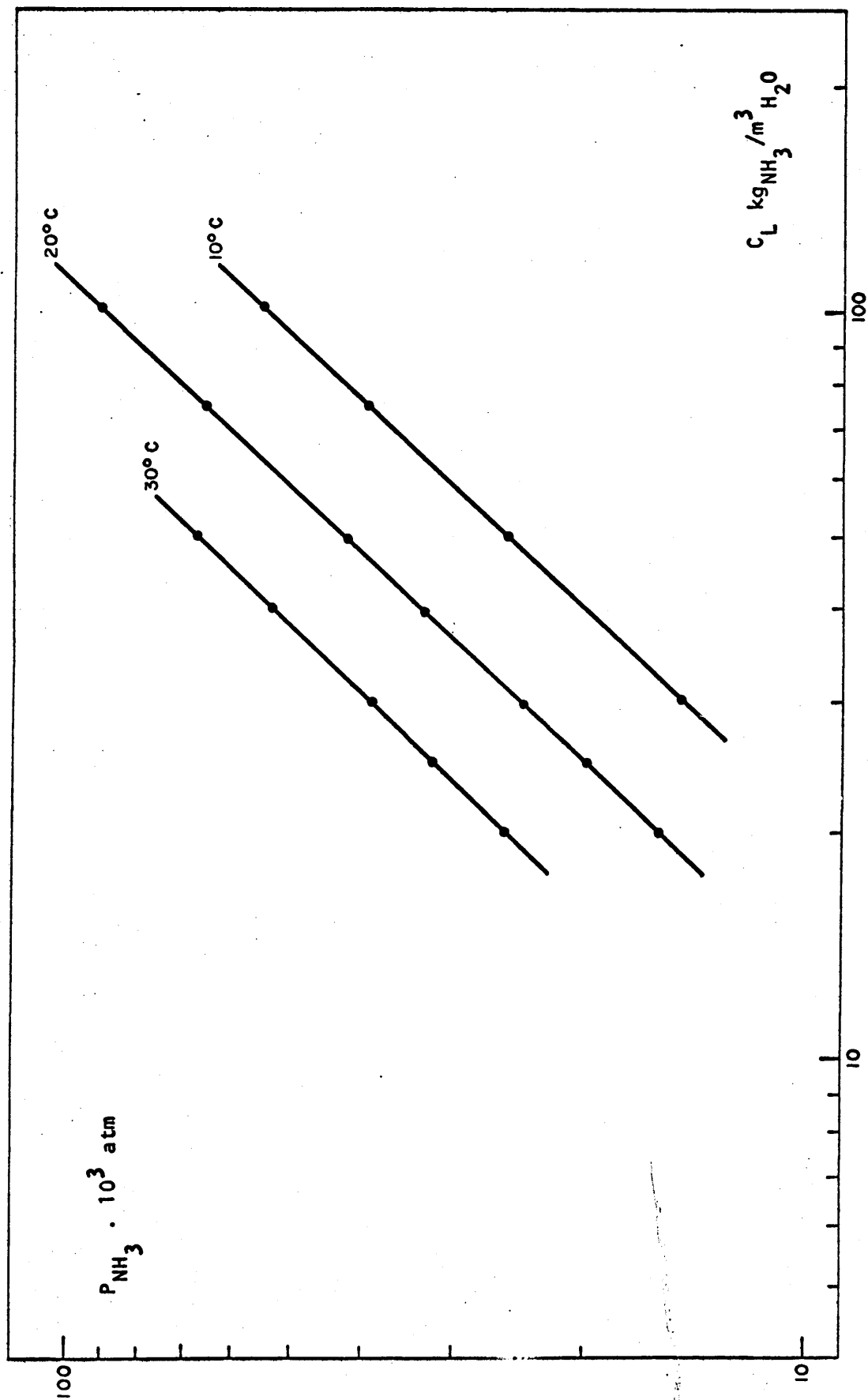


FIGURA 8.4

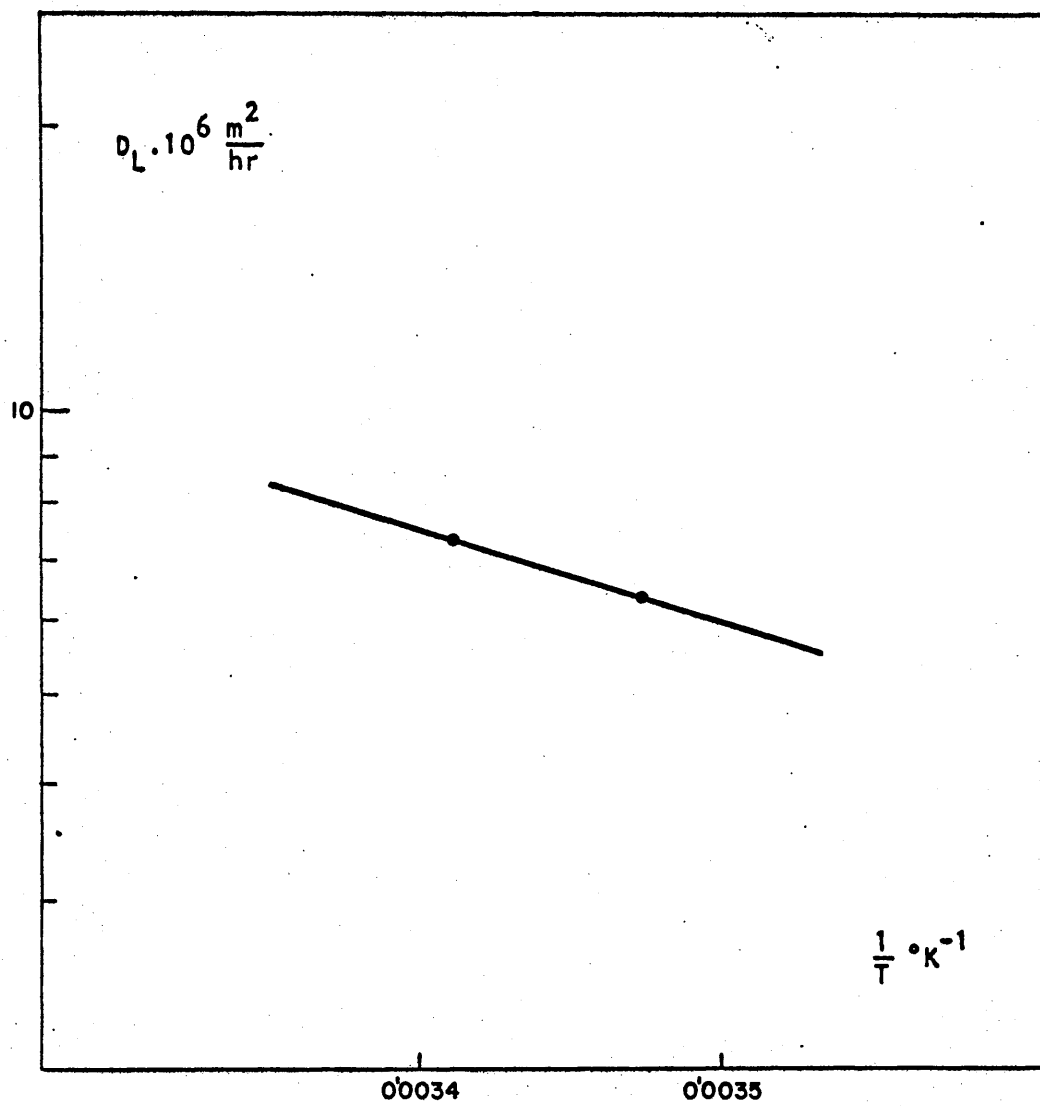


FIGURA 8.5

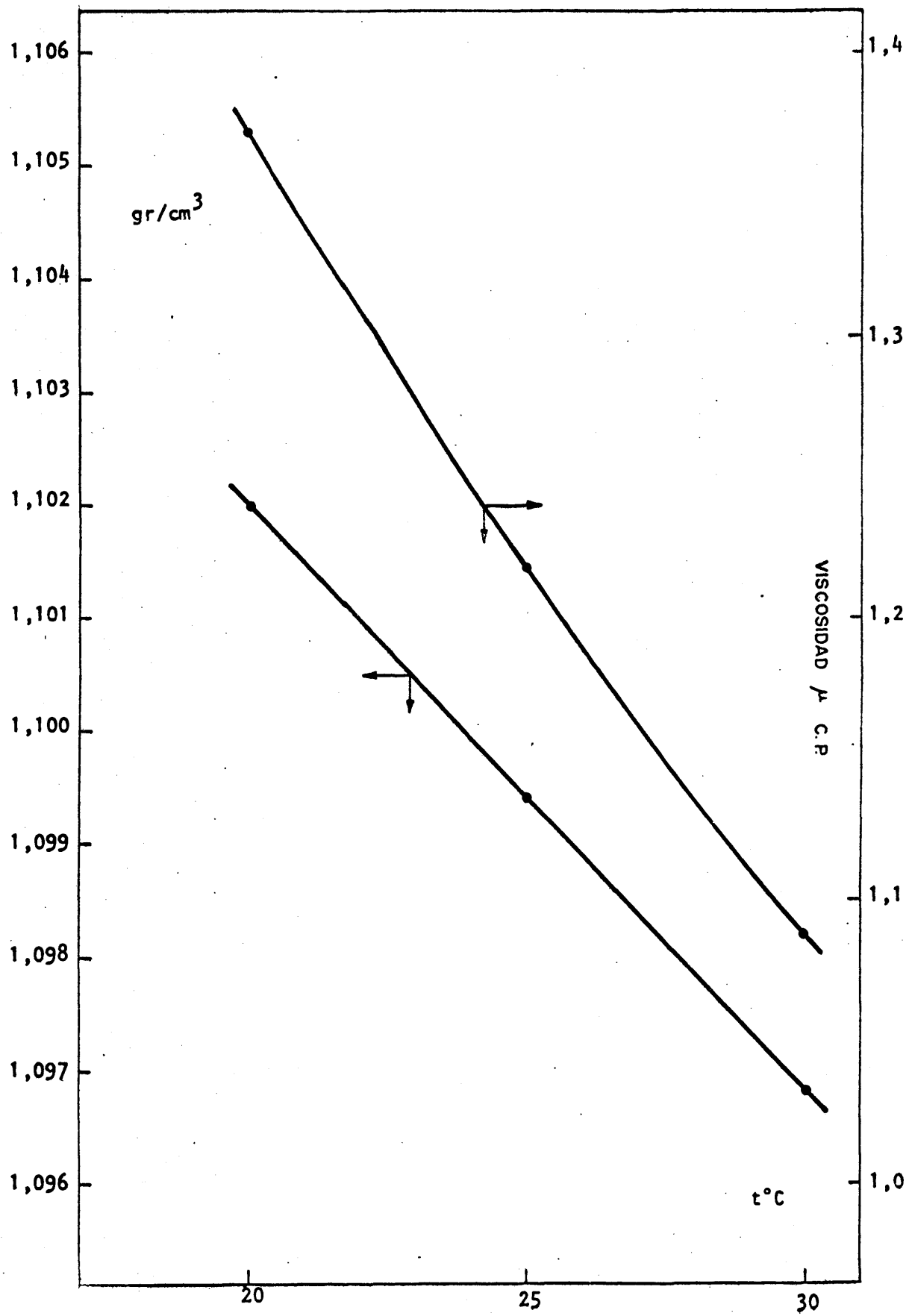


FIGURA 8.6

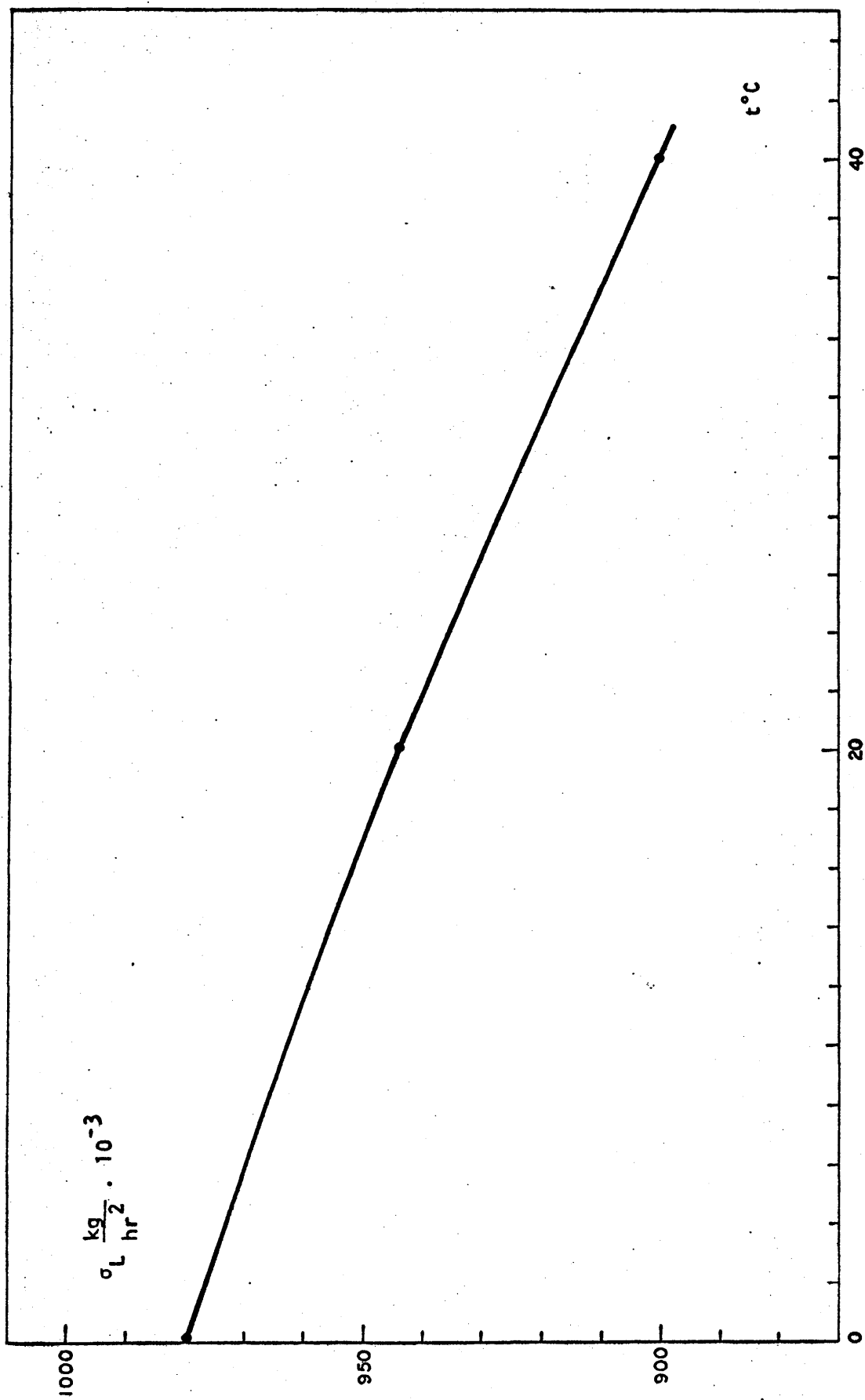


FIGURA 8.7

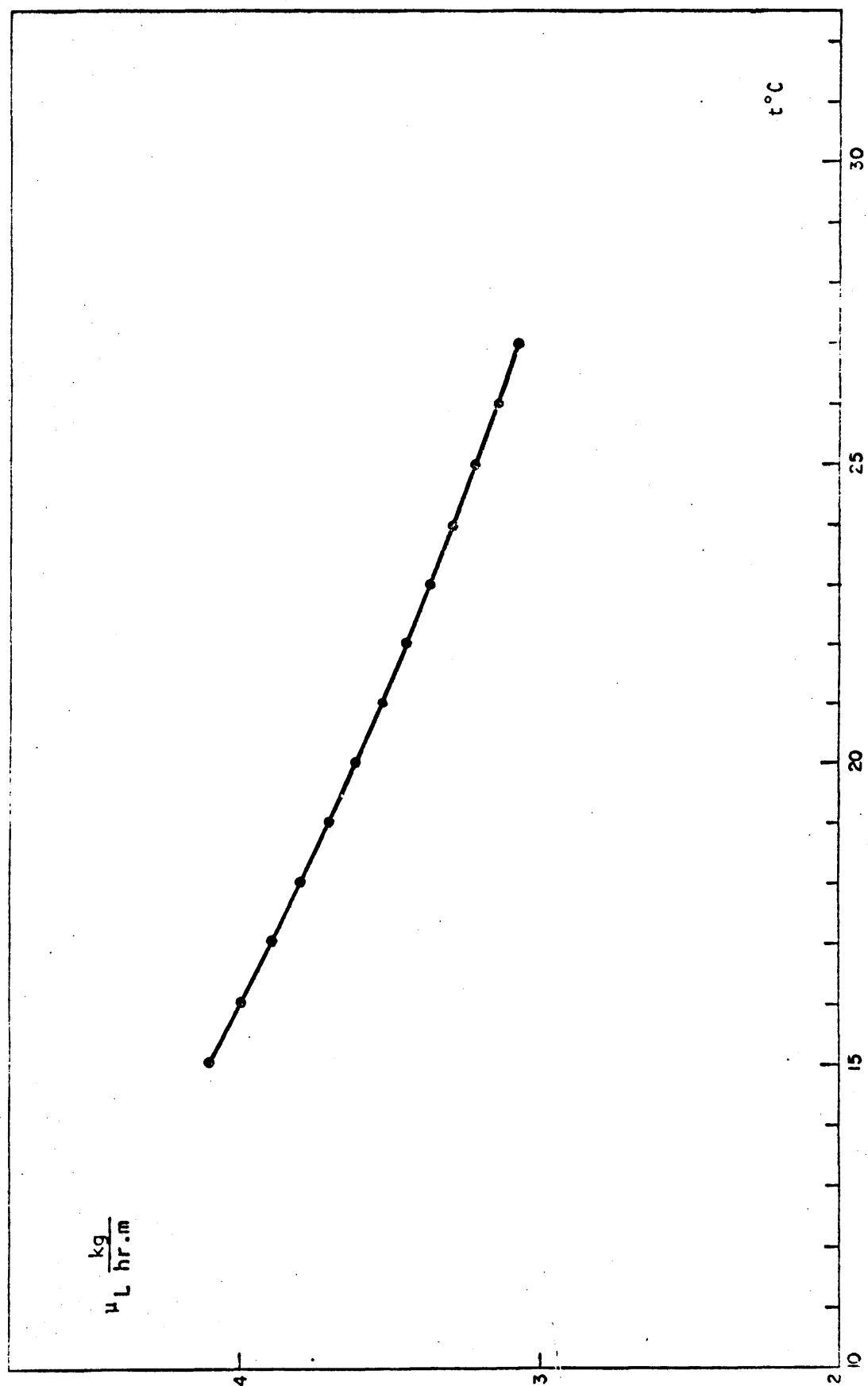


FIGURA 8.8

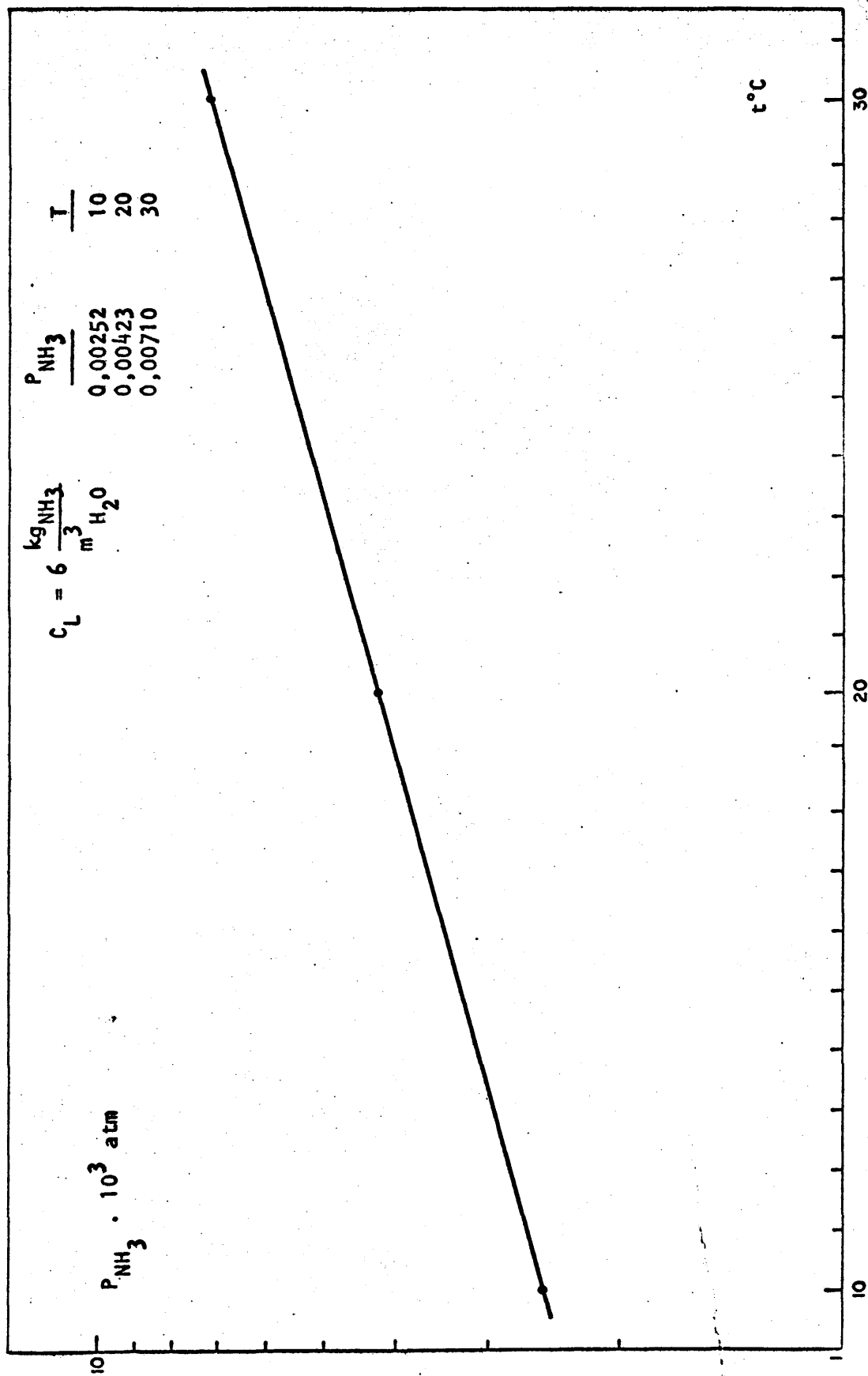


FIGURA 8.9

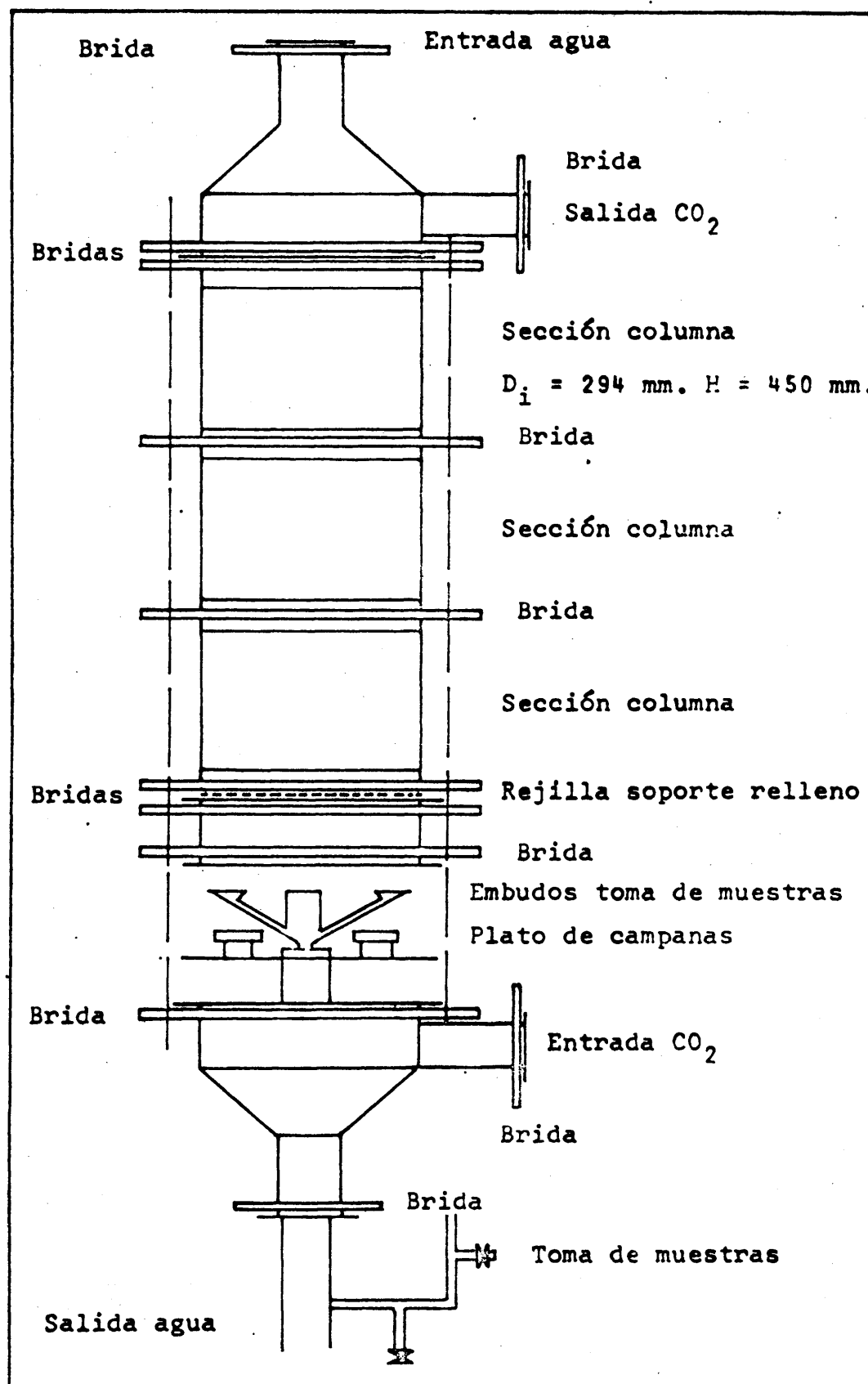


FIGURA 8.10

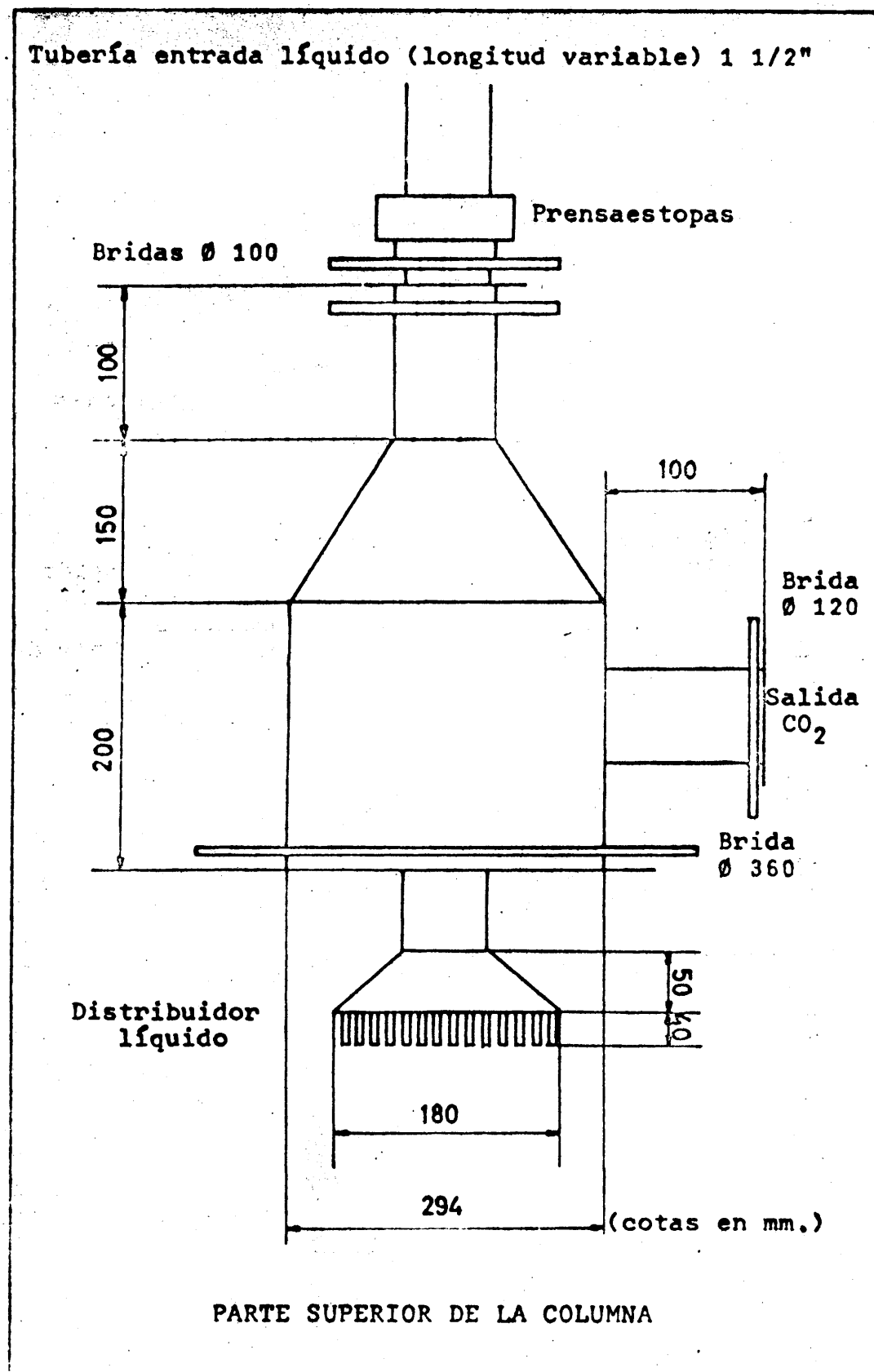


FIGURA 8.12

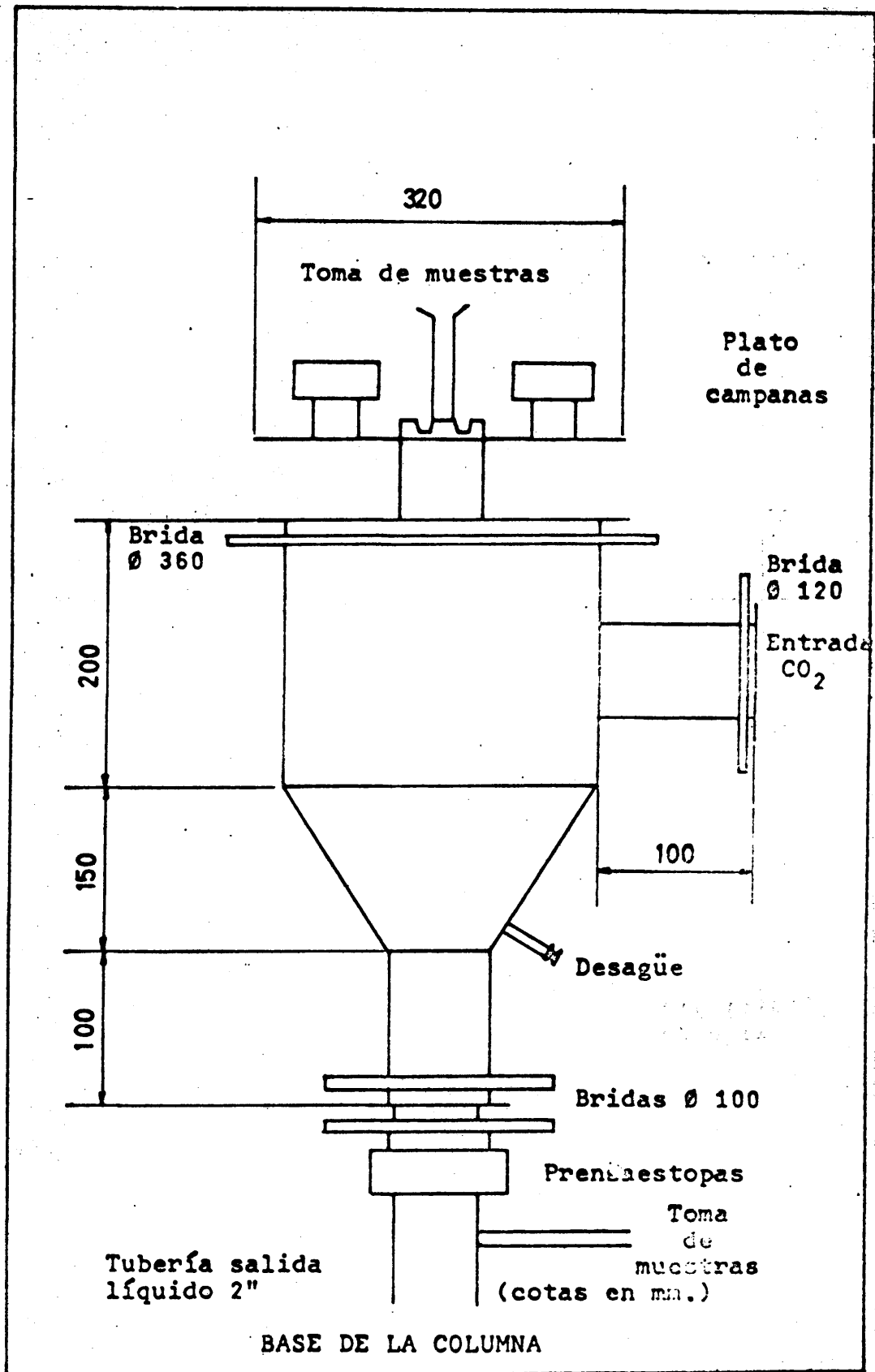


FIGURA 8.12

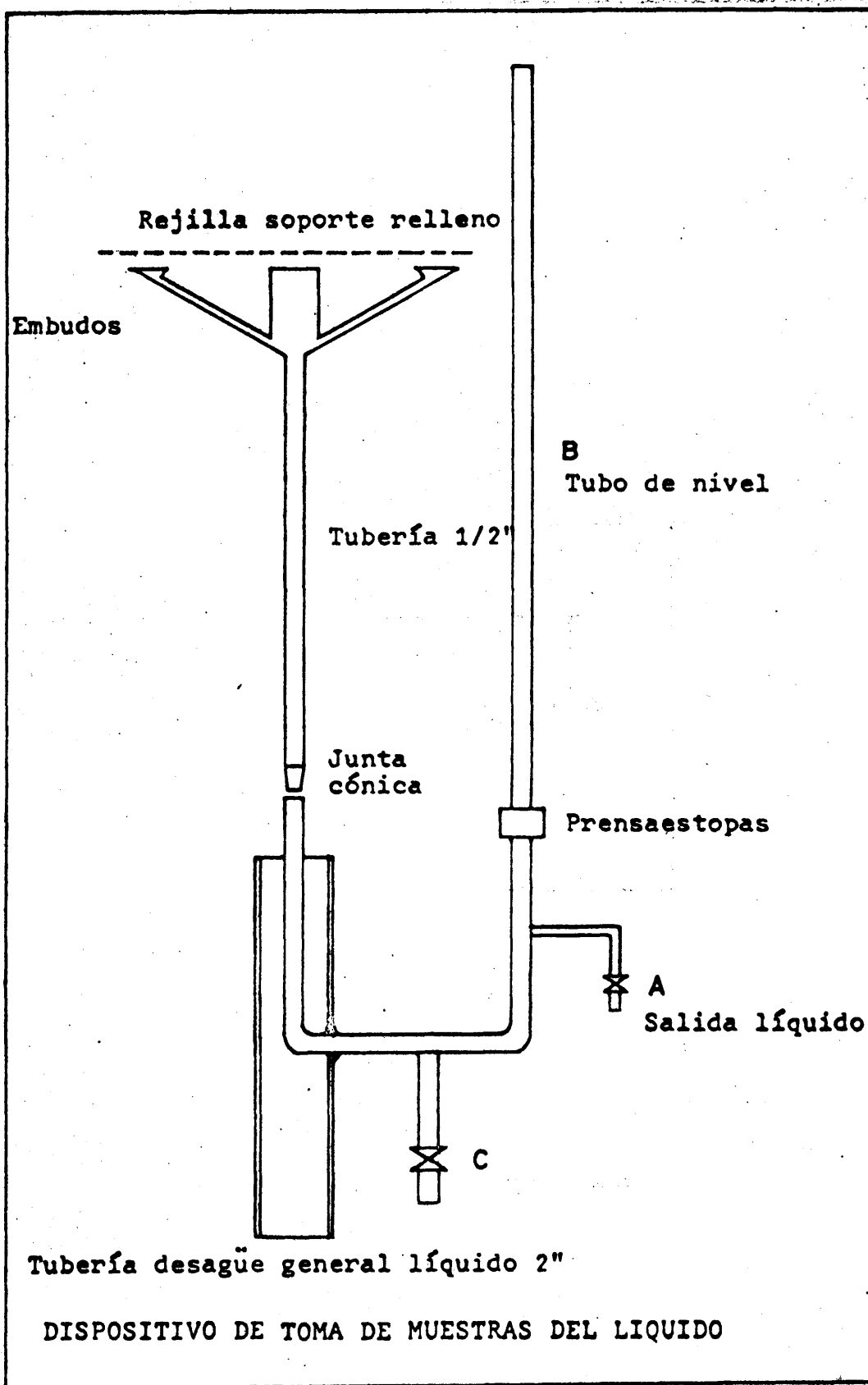
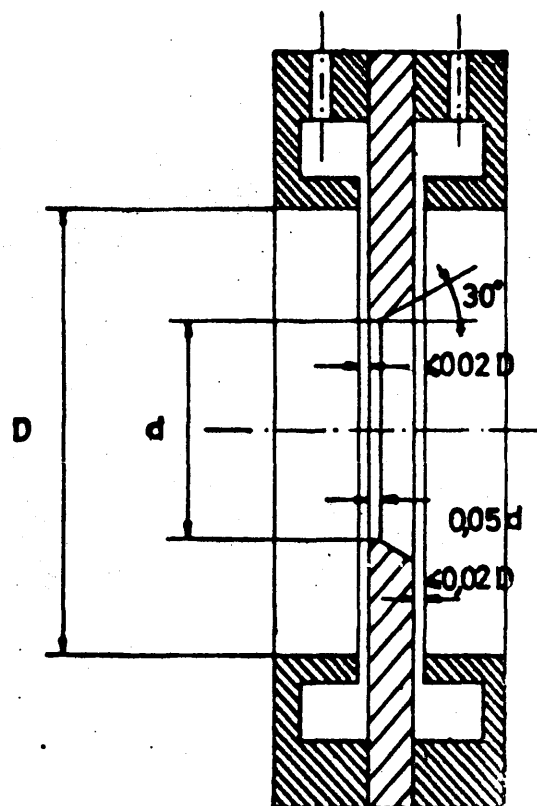


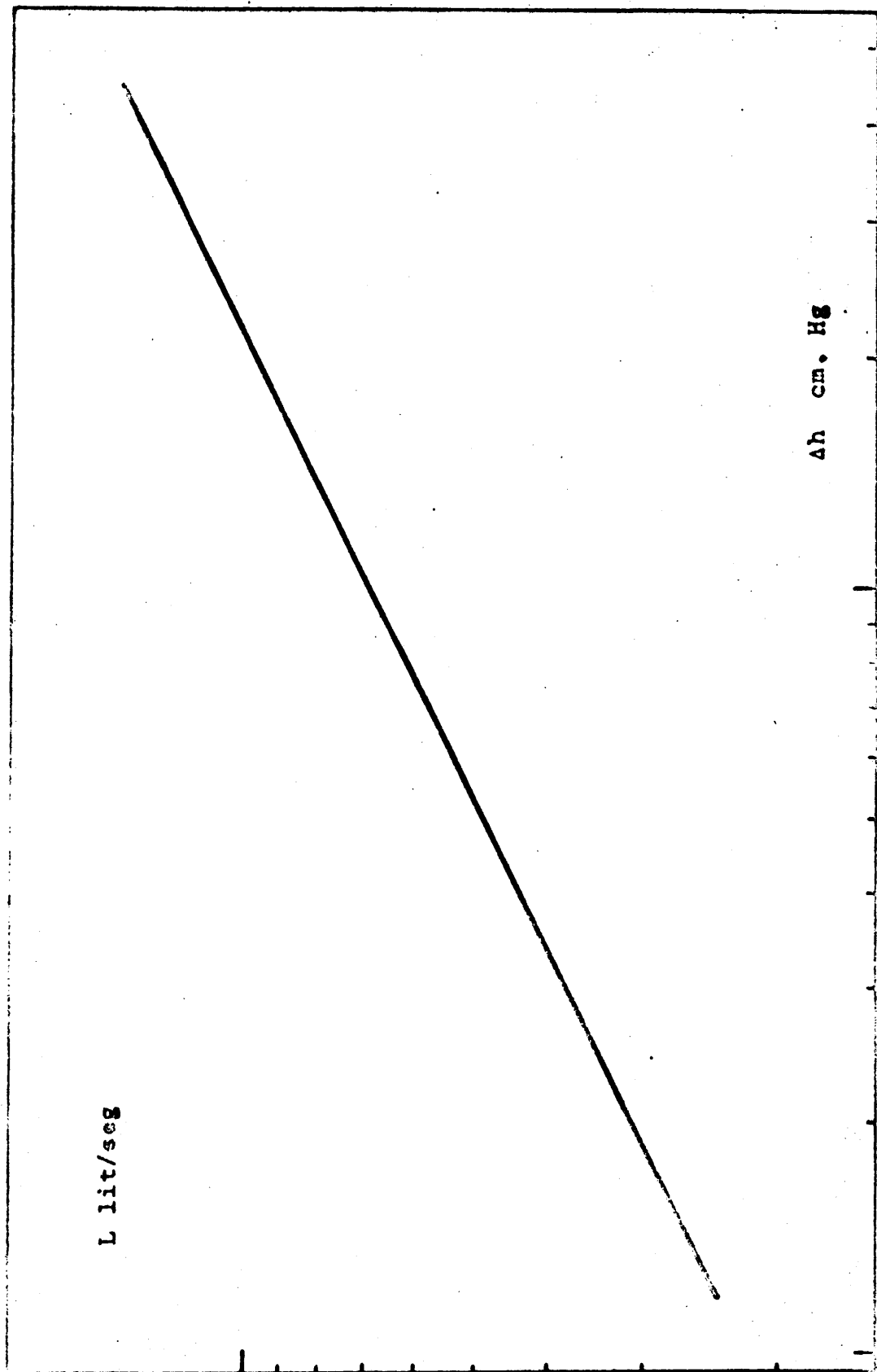
FIGURA 8.13



$D = 0,0935 \text{ m}$

$d = 0,025 \text{ m}$

FIGURA 8.14



10

FIGURA 8.15

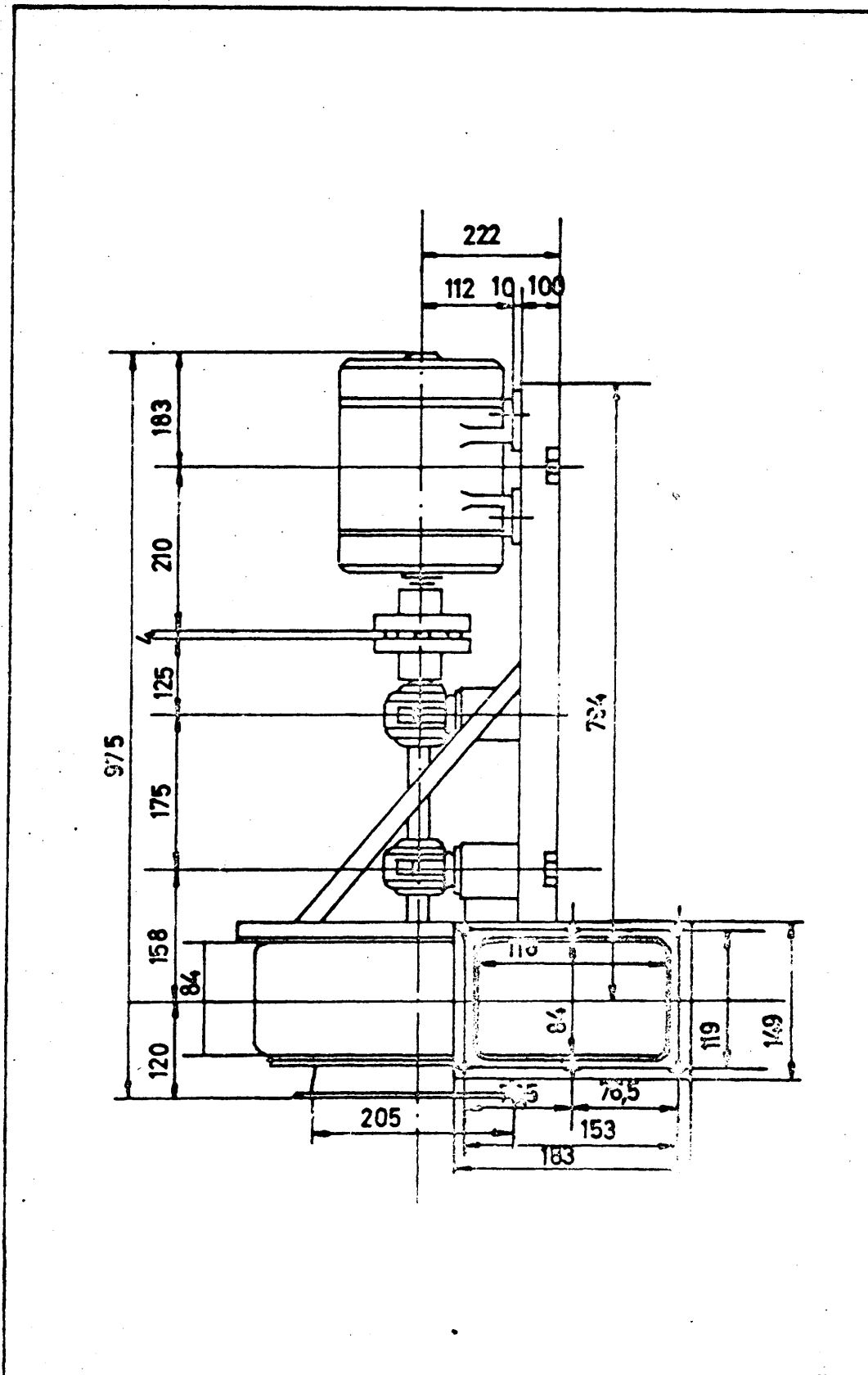


FIGURA 8.16

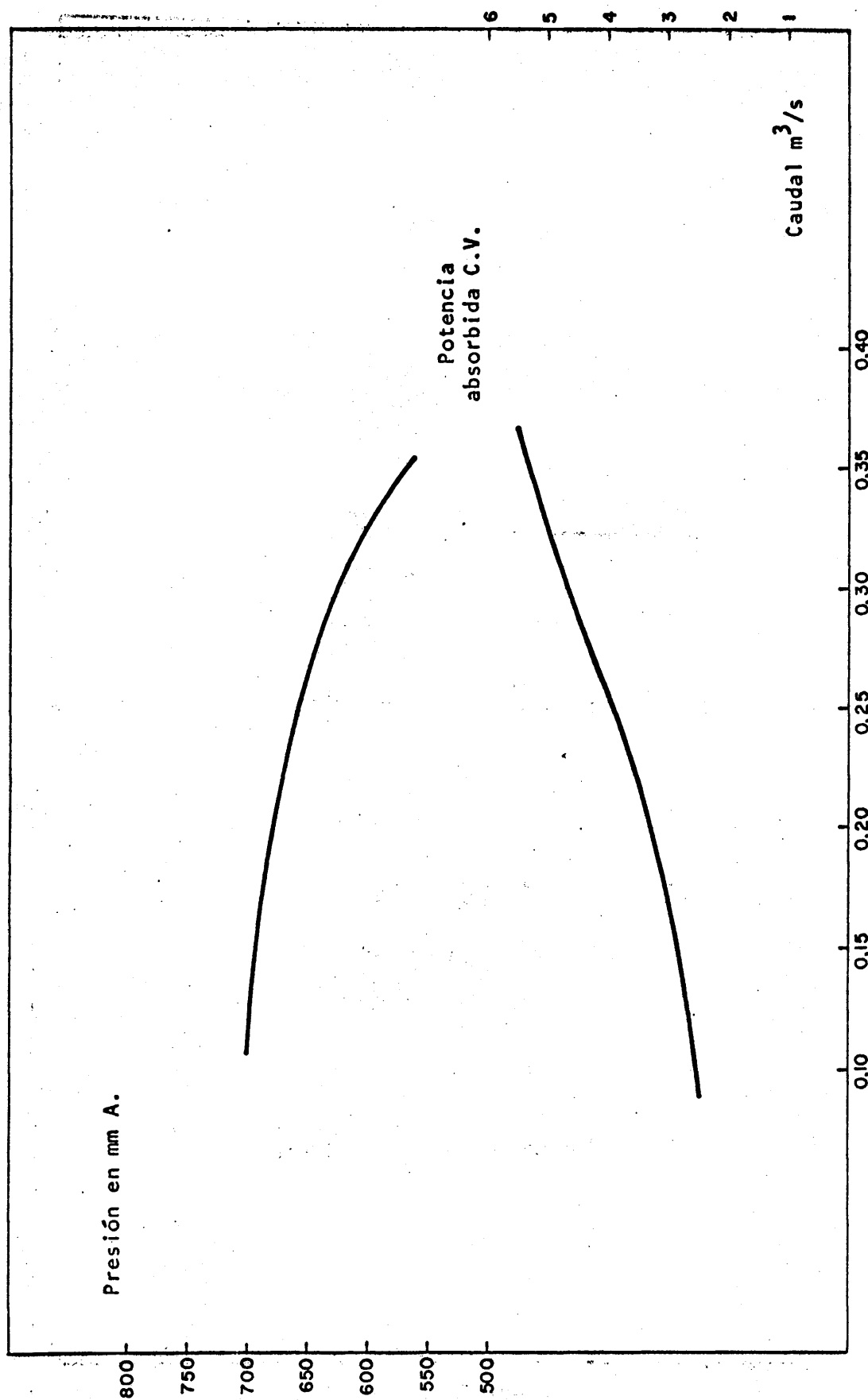


FIGURA 8.17



FIGURA 8.18

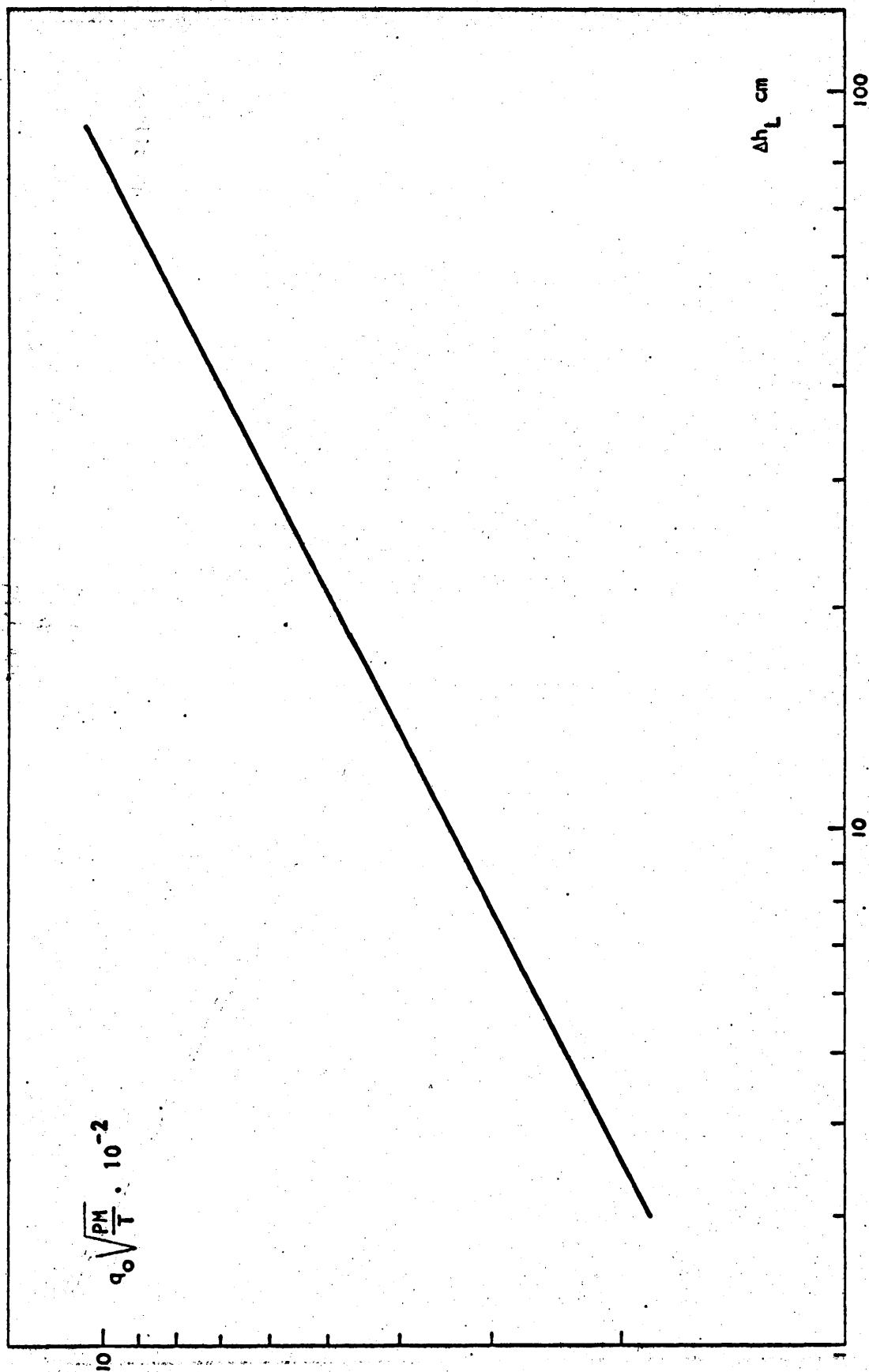


FIGURA 8.19

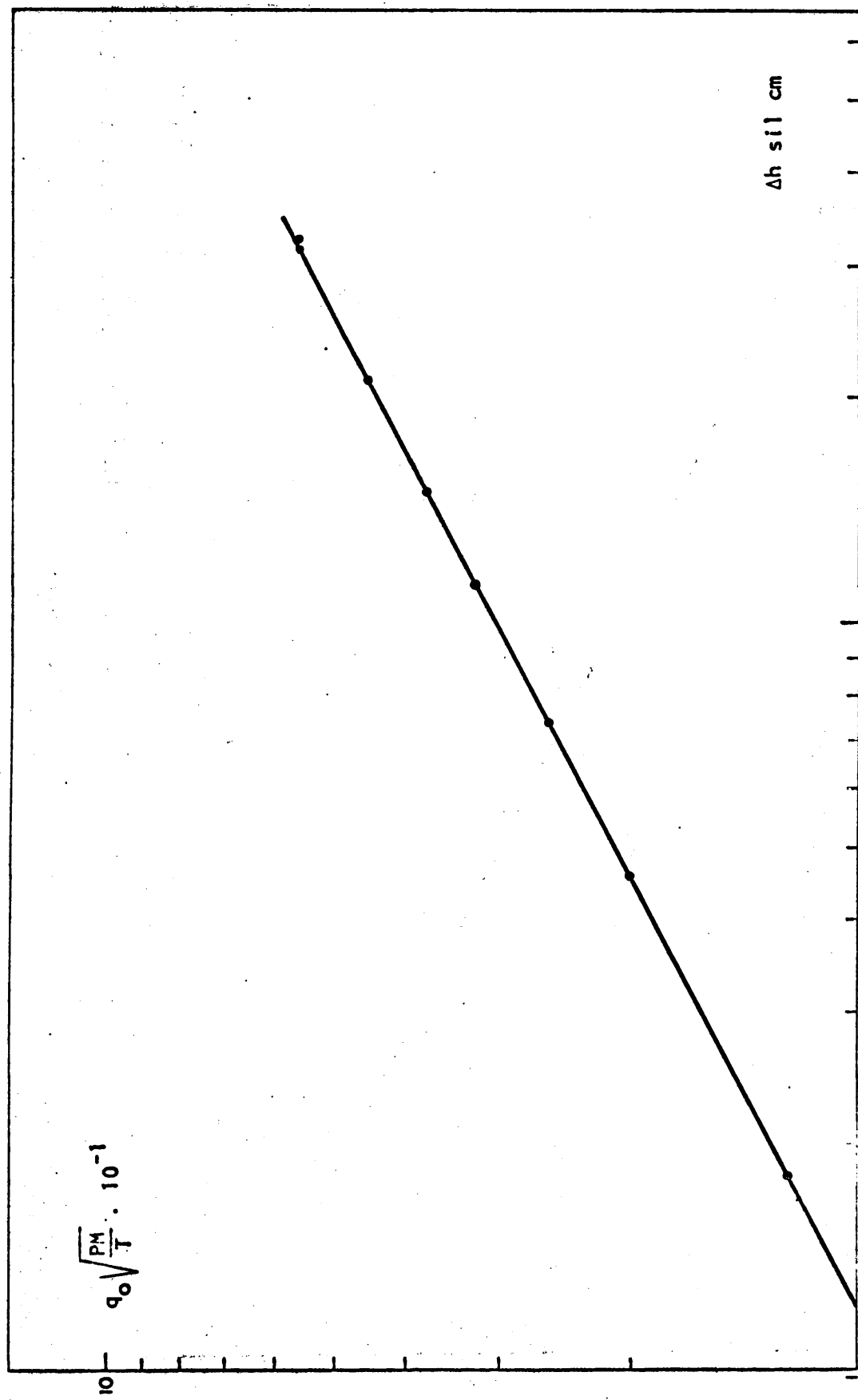


FIGURA 8.20

NOMENCLATURA

- A : Superficie interfacial de las esferas y cilindros, m^2 .
- a : Superficie interfacial efectiva del relleno por unidad de volumen de lecho relleno, m^2/m^3 .
- a_s : Superficie total seca del relleno por unidad de volumen de lecho relleno, m^2/m^3 .
- C : Concentración de soluto en el líquido, $mol\ kg/m^3$.
- D : Diámetro de la columna.
- D_L : Difusividad del soluto a través de la fase líquida, m^2/hr .
- G_M : Caudal molar de gas inerte, $mol\ kg/hr$.
- g : Aceleración debida a la gravedad, m/hr^2 .
- H : Altura de lecho de relleno, m.
- H_e : Constante de Henry, $atm/molkg/m^3$.
- h : Superficie del elemento de relleno/perímetro medio, o altura, diámetro, o tamaño nominal de un elemento de relleno, m.
- K_G : Coeficiente global de transferencia de materia referido a la fase gaseosa, $moleskg/hr.m^2.atm$.
- k_G : Coeficiente individual de transferencia de materia referido a la fase gaseosa, $molkg/hr.m^2.atm$.
- k_L : Coeficiente individual de transferencia de materia referido a la fase líquida, m/hr .
- L_m : Caudal volumétrico de mojado del líquido libre de soluto, $m^3/hr.m$.
- N : Densidad de flujo molar, $molkg/hr.m^2$.
- N_{GT} : Número global de unidades de transferencia de materia referido a la fase gaseosa.
- P : Presión total, atm.
- p : Presión parcial del soluto en el gas, atm.
- R : Constante general de los gases perfectos, $atm.m^3/molkg.^{\circ}K$.

S : Sección transversal de la columna, m^2 .
 T : Temperatura absoluta, $^{\circ}K$.
 V : Velocidad relativa del gas, m/seg .
 v : Volumen de la columna, m^3 .
 v' : Volumen de las esferas y cilindros, m^3 .
 v_L : Volumen de líquido que para cada caudal de mojado hay sobre las esferas y cilindros.
 X : Fracción molar del soluto en el líquido.
 Y : Razón molar del soluto en el gas.
 μ_L : Viscosidad del líquido, $kg/hr.m'$
 ν_L : Viscosidad cinemática del líquido, m^2/hr .
 ρ_G : Densidad del gas, kg/m^3 .
 ρ_L : Densidad del líquido, kg/m^3 .
 σ_L : Tensión superficial del líquido, kg/hr^2 .

MODULOS ADIMENSIONALES

R_e : Módulo de Reynolds, $\frac{VD\rho}{\mu}$ ó $4L_m/v_L$
 S_c : Módulo de Schmidt, $\mu/\rho D$.
 S_h : Módulo de Sherwood, $k_G h/D$ o $k_{Ga} h/Da_s$.

SUBINDICES

A : Componente A.
 B : Componente B.
 C : Condiciones de equilibrio.
 G : Gas.
 i : Condiciones de interfase.
 L : Líquido.
 m : Mojado.
 ml : Media logarítmica.
 r : Relleno.
 s : Seco.
 O : Condiciones de referencia.
 1 : Base de la columna.
 2 : Parte superior de la columna.

BIBLIOGRAFIA

- (1) Costa Novella, E. y Camacho Rubio, F: "Fundamentos de los procesos de transporte" pendiente de publicación.
- (2) Costa Novella, E., Costa López, J. y Mijarra Muñoz, J: Anales de la Real Sociedad Española de Física y Química, LXII, 1361 (1966).
- (3) Costa Novella, E., Costa López, J: Anales R.S.E.F.Q., LXII-B 145 (1967).
- (4) Costa López, J: "Transferencia de materia en líquidos". Tesis Doctoral, Madrid (1966).
- (5) Gilliland, E.R. y Sherwood, T.K.: Ind. Eng. Chem., 26, 516 (1934).
- (6) Chilton, T.H. y Colburn, A.P.: Ind. Eng. Che., 26, 1183 (1934).
- (7) Cairns, R.C. y Roper, G.H.: Chem. Eng. Sci., 3, 97 (1954).
- (8) Westkaemper, L.E. y White, R.R.: A.I.Ch.E. Journal, 1, 247 (1955).
- (9) Shulman, H.L. y Delaney, L.J.: A.I.Ch.E. Journal, 5, 290 (1959).
- (10) Shulman, H.L. y Robinson, R.G.: A.I.Ch.E. Journal, 6, 469 (1960).
- (11) Phillips, O.: Thesis, M.I.T. (1957).
- (12) Costa Novella, E., Lázaro Sala, A y Bordería Simó, J.: Anales de la Real Sociedad Española de Física y Química, LVII, 227 (1962).
- (13) Vivian, J.E. y Behrmann, W.C.: A.I.Ch.E. Journal, 11, 656 (1965).
- (14) Norman, W.S.: "Absorption, distillation and cooling towers" Longmans, Aberdeen (1961).
- (15) Hobler, T.: "Mass transfer and adsorbers". Pergamon Press (1966).
- (16) Morris, G.A. y Tackson, J.: "Absorption towers" Butterworth, London (1953).
- (17) Lynch, E.J. y Wilke, C.R.: A.I.Ch.E. Journal 1, 9 (1955).
- (18) Mc Carter, R.J. y Stutzman, L.F.: A.I.Ch.E. Journal, 5, 502 (1959).
- (19) Pozin, M.J.: Zhurn. Prikl. Khim., 21, 3, 218 (1948).
- (20) Mehta, J.J. y Parekh, R.H.: Tesis de Ingeniería Química, M.I.T. (1939).
- (21) Surosky, A.E. y Dodge, B.F.: Ind. Eng. Chem., 42, 1112 (1950).
- (22) van Krevelen, D.M. y Hoftijzer, P.J.: Chem. Eng. Progress, 44, 529 (1948).

- (23) Houston, R.W. y Walker, C.A.: Ind. Eng. Chem., 42, 1105 (1950).
- (24) Shulman, H.L. y Margolis, J.E.: A.I.Ch.E. Journal, 3, 157 (1957).
- (25) Bird: "Transport phenomena". Reverté, Barcelona (1964).
- (26) Costa Novella, E. y Borderia Simó, J.: Anales de la Real Sociedad Española de Física y Química LVII, 321 (1961).
- (27) Costa Novella, E. y Treviño Revert, J.A.: Anales de la Real Sociedad Española de Física y Química LXVI, 185 (1970).
- (28) Othmer, D.F. y Scheibel, E.G.: Trans. Am. Inst. Chem. Engrs. 211 (1941).
- (29) Othmer, D.F. y White, R.E.: Trans. Am. Inst. Chem. Engrs. 1067 (1942).
- (30) Othmer, D.F. y Scheibel, E.G.: Trans. Am. Inst. Chem. Engrs. 611 (1945).
- (31) Johnstone, H.F. y Singh, A.D.: Ind. Eng. Chem. 29, 286 (1937).
- (32) Van Krevelen, D.W. y Hoftijzen, P.J.: Chem. Eng. Progr., 44, 445 (1945).
- (33) Wilke, C.R. y Hongen, O.A.: Trans. Amer. Inst. Chem. Eng. 41, 445 (1945).
- (34) Stephen, E.J. y Morris, G.A.: Chem. Eng. Progr. 47, 232 (1951).
- (35) Costa Novella, E., Borderia Simó, F. y Lázaro Sala, A.: Anales de la Real Sociedad Española de Física y Química, LV, 773 (1959).
- (36) Mayo, F., Hunter, T.O. y Nash, A.W.: J. Soc. Chem. Ind (London), 54, 375 (1935).
- (37) Grimley, S.S.: Trans. Inst. Chem. Engrs., 23, 233 (1945).
- (38) Weisman, J. y Bonilla, C.F.: Ind. Eng. Chem., 42, 1099 (1950).
- (39) Taecker, R.G. y Hougen, O.A.: Chem. Eng. Progress, 45, 188 (1949).
- (40) Shulman, H.L. y DeGouff, J.J.: Ind. Eng. Chem., 44, 1915 (1952).
- (41) Shulman, H.L., Ullrich, C.F., Proulx, A.Z. y Zimmerman, J.O.: A.I. Ch.E. Journal, 1, 253 (1955).
- (42) Fellingner, L.: Thesis, M.I.T. (1941).
- (43) Yoshida, F. y Koyanagi, T.: A.I.Ch.E. Journal, 8, 309 (1962).
- (44) Feuske, M.R., Tongberg, C.O. y Quiggle, D.: Ind. Eng. Chem., 31, 251 (1938).
- (45) Jesser, B.W. y Elgin, J.C.: Trans. Am. Inst. Chem. Engrs. 39, 277 (1943).
- (46) Shulman, H.L., Ullrich, C.F. y Wells, N.: A.I.Ch.E. Journal 1, 247 (1955).
- (47) Cooper, C.M., Christl, R.J. y Perry, L.C.: Trans. Am. Inst. Chem. Engrs., 37, 979 (1941).
- (48) Elgin, J.C. y Weiss, F.B.: Ind. Eng. Chem., 31, 435 (1939).
- (49) Payne, J.W. y Dodge, B.F.: Ind. Eng. Chem., 24, 630 (1932).

- (50) Shulman, H.L., Savini, C.G. y Edwin, R.V.: A.I.Ch.E. Journal, 9, 479 (1963).
- (51) Costa Novella, E., Costa López, J. y Mijarra Muñoz, J.: Anales R. S.E.F.Q. LXII, 1351 (1966).
- (52) Perry, J.H., Ed.: "Chemical Engineers' Handbook", 4^a Ed., Mc Graw-Hill, Nueva York (1963).
- (53) Perry J.J., Ed.: "Manual del Ingeniero Químico" UTEHA, Méjico (1950).
- (54) Timmermans, J., Physico-chemical Constants of Pure Organic Compounds, Vol. 2, Elsevier Publishing Company, Londres (1965).
- (55) Sherwood, T.K. y Hollovay, F.A.L.: Trans. Am. Inst. Chem. Engrs., 36, 21 (1940).
- (56) Costa Novella, E., Lázaro Sala, A y Bordería Simó, J.: ARSEFQ LVIII, 243 (1962).
- (57) Chilton, T.H. y Colburn, A.P.: Trans. Am. Inst. Chem. Engrs., 26, 178 (1931).
- (58) "International Critical Tables". Vol. 5, Mc Graw-Hill, Nueva York (1926).
- (59) Bordería Simó, J.: Tesis doctoral, Valencia (1960).
- (60) Costa, J.: "Proyecto de una columna de absorción de relleno". Memoria beca Funcación "Juan March" (1963).
- (61) Mickley, H.S., Sherwood, T.K. y Reed, C.E.: "Applied Mathematics in Chemical Engineering", Mc Graw-Hill, New York (1957).